



VNiVERSIDAD D SALAMANCA

CAMPUS DE EXCELENCIA INTERNACIONAL

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL

**DiSEÑO, CONSTR VCCiÓN Y ESTVDiO DE VN
FiLTRO DE PARRILLAS MAGNETIZABLES
PARA LA FiLTRACiÓN DE VN AEROSOL
DE ÓXiDO DE HiERRO**

Audelino Álvaro Navarro

TESiS DOCTORAL

Salamanca, 2015



VNiVERSIDAD D SALAMANCA

CAMPUS DE EXCELENCIA INTERNACIONAL

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL

DiSEÑO, CONSTR VCCiÓN Y ESTVDiO DE VN FiLTRO DE PARRILLAS MAGNETIZABLES PARA LA FiLTRACIÓN DE VN AEROSOL DE ÓXiDO DE HiERRO

Memoria para optar al Grado de Doctor por la Universidad de Salamanca presenta por

D. Audelino Álvaro Navarro

Salamanca, a 4 de Diciembre de 2015



VNIVERSIDAD
SALAMANCA

DR. D. ÁNGEL MIGUEL ESTÉVEZ SÁNCHEZ, Profesor Titular de Ingeniería Química en el Departamento de Ingeniería Química y Textil de la Universidad de Salamanca.

Informa:

Que la Memoria Titulada “Diseño, construcción y estudio de un filtro de parrillas magnetizables para la filtración de un aerosol de óxido de hierro” que, para optar al Grado de Doctor en Ingeniería Química, presenta D. Audelino Álvaro Navarro, ha sido realizada bajo mi dirección en el Departamento de Ingeniería Química y Textil de la Universidad de Salamanca y considerando que constituye un trabajo original de investigación para Tesis Doctoral, autoriza su presentación.

Y para que así conste, firma el presente informe en Salamanca a
4 de Diciembre de 2015

D. Ángel Miguel Estévez Sánchez

Agradecimientos

Deseo expresar mi más sincero agradecimiento a mi director de tesis Prof. Dr. D. Ángel M. Estévez que me ha comprendido y ayudado a lo largo de toda la realización de este trabajo. También quiero hacer una mención muy especial a mi primer director, el Prof. Dr. D. Eladio Jaraíz Maldonado, sin cuyas ideas y conocimientos no se hubiera realizado nunca esta tesis.

Agradecer también a mis compañeros de investigación, en especial a Jesús M^a Rodríguez y a Javier Ramón Sánchez, por su colaboración y ayuda para resolver los problemas que han ido surgiendo en este trabajo.

Gracias a mi esposa y a mis hijos que han tenido que soportar mis largos devaneos con la investigación y me han dado cariño y alegría. También agradecer a mis padres sus ánimos y apoyo en la realización de esta tesis y en todos mis estudios. Un agradecimiento a mis hermanos y familiares por estar siempre a mi lado y confiar en mí.

Un sincero agradecimiento a Miguel Ángel Galán y José M^a Sánchez, “Chema”, por todos esos momentos juntos y en especial por la ayuda prestada en la elaboración final de esta tesis.

También quisiera agradecer a todos los miembros del Departamento de Ingeniería Química y Textil de la Universidad de Salamanca por haberme facilitado la realización de este trabajo, su ayuda y su colaboración.

Finalmente, gracias a D. Ángel Emilio Olmedo, presidente de Transformadores Gedelsa. S. A., por su participación y ayuda en la elaboración de la bobina.

Y a todas las personas que se sientan parte integrante de esta tesis.

gracias

A mi esposa Nines
A mis hijos Abel y Ana
A mis Padres

Índice

CAPÍTULO 1: INTRICUCCIÓN	1
1.1. Introducción	5
1.2. Los contaminantes atmosféricos en la industria siderúrgica.....	6
1.2.1. Dióxido de azufre.....	6
1.2.2. Óxidos de nitrógeno.....	7
1.2.3. Ozono.....	7
1.2.4. Dióxido de carbono.....	8
1.2.5. Metales pesados.....	8
1.2.6. Emisiones orgánicas.....	8
1.2.7. Partículas.....	9
1.2.7.1. Clasificación de las partículas.....	9
1.3. Óxidos de hierro.....	13
1.4. Tipos de Magnetismo.....	16
1.5. Procesos de Filtración.....	20
1.5.1. Equipos para la limpieza de gases.....	20
1.5.2. Filtros Magnéticos.....	27
Referencias.....	30
CAPÍTULO 2: OBJETIVOS	35
CAPÍTULO 3: FUNDAMENTOS TEÓRICOS	43
3.1. Introducción.....	45
3.2. La elutriación de partículas. Procedimiento para alimentar un filtro de gases.....	45
3.2.1. Modelo y constantes de elutriación.....	47
3.3. Teoría de diseño para bobinas electromagnéticas.....	54
3.3.1. Relaciones entre el campo magnético y la corriente eléctrica.....	54
3.3.2. Relaciones entre el campo magnético y la potencia.....	60

3.3.3. Relaciones entre resistencia eléctrica y número de espiras.....	63
3.3.4. Masa y volumen de la bobina.....	64
3.3.5. Refrigeración de la bobina.	65
3.4. Modelo teórico de la filtración magnética.	70
3.4.1. Ecuaciones de movimiento.	72
3.4.1.1. Fuerza inercial.....	73
3.4.1.2. Fuerza Gravitacional.....	73
3.4.1.3. Fuerza de Arrastre.....	73
3.4.1.4. Fuerza Magnética.....	74
3.4.1.5. Ecuaciones de movimiento y parámetros adimensionales. .	79
3.4.2. Método numérico	82
3.4.3. Eficacia de filtración	95
3.5. Tomas isocinéticas y determinación de las condiciones de operación.....	100
3.5.1. Fundamentos del muestreo isocinético	100
3.5.2. Determinación del flujo de partículas captado por la toma isocinética.	103
Referencias.....	106
 CAPÍTULO 4: INSTALACIÓN Y TRABAJO EXPERIMENTAL	115
4.1. Introducción.	117
4.2. Instalaciones utilizadas y Procedimiento experimental.	117
4.2.1. Instalación utilizada para la determinación de las constantes de elutriación del óxido férrico.....	117
4.2.2. Instalación utilizada en la filtración magnética del óxido férrico. .	119
4.2.2.1. Descripción de la instalación.	119
4.2.2.2. Descripción y características técnicas de los componentes de la instalación.....	121
4.2.2.3. Funciones de las partes de la instalación	125
4.2.3. Procedimiento experimental.....	128
4.3. Diseño y Construcción de los elementos de la instalación.	132

4.3.1. Cálculo del distribuidor.....	132
4.3.1.1. Requerimientos de los distribuidores.....	132
4.3.1.2. Diseño del distribuidor.....	133
4.3.1.3. Cálculo del coeficiente de descarga del distribuidor.	137
4.3.2. Cálculo del ciclón.....	139
4.3.2.1. Requerimientos de los ciclones.....	139
4.3.2.2. Diseño del ciclón.	141
4.3.3. Cálculo y construcción de la bobina electromagnética.	145
4.3.3.1. Diseño de la bobina electromagnética.	145
4.3.3.2. Construcción de la bobina electromagnética.	154
4.3.4. Montaje de la instalación.	161
Referencias.....	164
CAPÍTULO 5: RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	169
5.1. Introducción.	173
5.2. Resultados de elutriación.	173
5.2.1. Conclusiones	203
5.3. Estudio del campo magnético	205
5.3.1. Conclusiones	209
5.4. Resultados de la filtración con parrillas magnetizables.	210
5.4.1. Conclusiones	223
5.5. Otros resultados experimentales	225
5.5.1. Filtro granular estabilizado magnéticamente (MSF).....	225
5.5.1.1. Conclusiones.....	237
5.5.2. Índices de Filtración.....	239
5.5.2.1. Conclusiones.....	249
Referencias.....	250
CAPÍTULO 6: CONCLUSIONES	253
6.1. Conclusiones.....	255
6.2. Trabajo futuro.	257

Lista de figuras

Figura 1.1: Diagrama de clasificación de partículas para fluidización con aire en condiciones ambiente	12
Figura 3.1. Esquema de una espira elemental.....	54
Figura 3.2. Esquema de una bobina de varias espiras y una sola capa.	56
Figura 3.3. Esquema de una bobina o solenoide de espesor finito y densidad de corriente uniforme.....	57
Figura 3.4. Curvas de nivel para distintos valores de $G(\alpha,\beta)$	62
Figura 3.5. Modelo básico de la trayectoria de una partícula paramagnética.....	70
Figura 3.6. Sección transversal del modelo de aproximación de una partícula de radio b a un alambre ferromagnético de radio a	71
Figura 3.7. Trayectorias calculadas para $W=36,43$ y $K=0,0096$	85
Figura 3.8. Trayectorias calculadas para $W=36,43$ y $K=0,3063$	86
Figura 3.9. Trayectorias calculadas para $W=36,43$ y $K=1,7322$	86
Figura 3.10. Trayectorias calculadas para $W=36,43$ y $K=9,7976$	87
Figura 3.11. Trayectorias calculadas para $W=36,43$ y $K=93,1934$	87
Figura 3.12. Trayectorias calculadas para $W=16,96$ y $K=0,0096$	88
Figura 3.13. Trayectorias calculadas para $W=16,96$ y $K=0,3063$	89
Figura 3.14. Trayectorias calculadas para $W=16,96$ y $K=1,7322$	89
Figura 3.15. Trayectorias calculadas para $W=16,96$ y $K=9,7976$	90
Figura 3.16. Trayectorias calculadas para $W=16,96$ y $K=93,1934$	90
Figura 3.17. Trayectorias calculadas para $W=4,15$ y $K=0,0096$	91
Figura 3.18. Trayectorias calculadas para $W=4,15$ y $K=0,3063$	91
Figura 3.19. Trayectorias calculadas para $W=4,15$ y $K=1,7322$	92
Figura 3.20. Trayectorias calculadas para $W=4,15$ y $K=9,7976$	92
Figura 3.21. Trayectorias calculadas para $W=4,15$ y $K=93,1934$	93
Figura 3.22. Trayectorias calculadas para $W=0,0$ y $K=0,0096$	94
Figura 3.23. Trayectorias calculadas para $W=0,0$ y $K=0,3063$	94

Figura 3.24. Trayectorias calculadas para $W=0,0$ y $K=1,7322$	95
Figura 3.25. Trayectorias calculadas para $W=0,0$ y $K=9,7976$	95
Figura 3.26. Trayectorias calculadas para $W=0,0$ y $K=93,1934$	96
Figura 3.27. Esquema de filtro magnético de flujo pistón.	97
Figura 3.28. Dimensiones del dispositivo para la toma de muestras	102
Figura 3.29. Toma isocinética de muestreo	104
Figura 4.1. Esquema general de la instalación para la determinación de las constantes de elutriación:.....	118
Figura 4.2. Esquema general de la instalación de filtración.	120
Figura 4.3. Distribución geométrica de los orificios en el distribuidor.....	135
Figura 4.4. Caída de presión en distintos distribuidores.	137
Figura 4.5. Coeficientes de descarga, C_d , obtenidos experimentalmente para los distribuidores de 1 y de 37 orificios, frente al Re_{or}	139
Figura 4.6. Esquema del ciclón.....	140
Figura 4.7. Sección del conductor eléctrico de cobre.	148
Figura 4.8. Modelado general de la bobina electromagnética.	154
Figura 4.9. Detalle del núcleo central de la bobina.....	155
Figura 4.10. Detalle de los bornes de la bobina.	156
Figura 4.11. Detalle de las piezas de aislamiento eléctrico.....	157
Figura 4.12. Detalle de los conectores de refrigeración de la bobina.	158
Figura 4.13. Detalle de la tapa superior de la bobina.....	158
Figura 4.14. Carcasa de la bobina.	159
Figura 4.15. Bobinado Manual del conductor de cobre.	160
Figura 4.16. Colocación de los separadores de fibra de vidrio.	161
Figura 4.17. Imagen general de la instalación de filtración.	162
Figura 4.18. Manómetros, analizador de partículas y filtros para la toma de muestras.	162
Figura 4.19. Bobina electromagnética y detalle de las conexiones.....	163
Figura 4.20. Fuente de alimentación de 7 kW.	163

Figura 4.21. Conjunto de dos parrillas magnetizables.....	164
Figura 5.1. Fotografía por microscopía electrónica de barrido (SEM) de la arena utilizada en el lecho (30 aumentos).....	175
Figura 5.2. Fotografía por microscopía electrónica de barrido (SEM) de las esferas de vidrio utilizadas en el lecho (200 aumentos).....	175
Figura 5.3. Fotografía por microscopía electrónica de barrido (SEM) del óxido de hierro elutriado (1000 aumentos).....	176
Figura 5.4. Intensidad del campo magnético, H_0 , en el centro de la bobina.	205
Figura 5.5. Perfil del campo magnético, H_z , en el eje Z de la bobina.	207
Figura 5.6. Perfil(2D) de color de H en la bobina, para $W = 70$ W.....	207
Figura 5.7. Comparación de los valores de H_z experimentales y simulados.....	208
Figura 5.8. Eficacias de filtración con 1 parrilla para diferentes H_a	211
Figura 5.9. Eficacias de filtración con 2 parrillas para diferentes H_a	212
Figura 5.10. Eficacias de filtración con 3 parrillas para diferentes H_a	213
Figura 5.11. Eficacias con 1,2 y 3 parrillas para $H_a=4,03 \cdot 10^5$ A/m.....	214

Lista de tablas

Tabla 1.1: Términos utilizados para describir el aerosol atmosférico.....	10
Tabla 1.2: Los óxidos de hierro conocidos.	13
Tabla 1.3: Propiedades de algunos óxidos de hierro.....	15
Tabla 3.1. Correlaciones empíricas para la constante de velocidad de elutriación, K_i^* , para tubos de diámetro d_t	48
Tabla 4.1: Características de los distribuidores de plato perforado ensayados.....	136
Tabla 4.2. Datos de diseño del ciclón	143
Tabla 4.3. Parámetros geométricos del ciclón	144
Tabla 4.4. Dimensiones características del ciclón	144
Tabla 4.5. Datos para el cálculo de las temperaturas en el conductor.....	152
Tabla 5.1. Valores de H_a y N° de parrillas utilizados en los experimentos.....	210

Capítulo 1

Introducción

Introducción

1.1. Introducción	5
1.2. Los contaminantes atmosféricos en la industria siderúrgica	6
1.2.1. Dióxido de azufre	6
1.2.2. Óxidos de nitrógeno	7
1.2.3. Ozono	7
1.2.4. Dióxido de carbono	8
1.2.5. Metales pesados	8
1.2.6. Emisiones orgánicas	8
1.2.7. Partículas	9
1.2.7.1. Clasificación de las partículas	9
1.3. Óxidos de hierro	13
1.4. Tipos de Magnetismo	16
1.5. Procesos de Filtración	20
1.5.1. Equipos para la limpieza de gases	20
1.5.2. Filtros Magnéticos	27
Referencias	30

1.1. Introducción.

La industria siderúrgica, en particular la fabricación del hierro y del acero a partir del hierro mineral, presenta procesos con notable impacto en la polución atmosférica, siendo las partículas formadas por óxidos de hierro uno de los contaminantes más importantes. La captura de estas partículas suele realizarse por medio de filtros de mangas, lavadores Venturi y precipitadores electrostáticos, según recopila Phillips [1.1]. La eficacia colectora de las partículas de muchos de estos dispositivos disminuye de manera significativa cuando el tamaño de éstas es inferior a 2 micrómetros [1.2], por lo que resulta difícil lograr una limpieza total de estos gases contaminados.

Teniendo en cuenta que muchas de las partículas emitidas en los gases de esta industria siderúrgica tienen carácter paramagnético y ferromagnético, parece conveniente intentar la limpieza de estos gases añadiendo, a los mecanismos convencionales de la filtración de gases, un mecanismo adicional de tipo magnético que actuando sobre estas partículas, las retenga y evite su emisión a la atmósfera.

La separación magnética de partículas presentes en líquidos y gases emitidos en la industria ha sido ampliamente estudiada por muchos investigadores [1.3], comprobando que se logran eficacias de separación más elevadas que con los métodos convencionales, para tamaños de partícula pequeños. Estas técnicas alcanzaron gran auge en los años setenta y ochenta. En estas décadas se desarrolló un gran número de equipos industriales y de teorías de separación magnética agrupadas bajo los nombres de Separación Magnética de Gradiente Elevado (HGMS) y Filtración Magnética de Gradiente Elevado (HGME). A pesar de las ventajas que presentan estos métodos de separación, su utilización se ha visto influenciada por el alto coste energético que conlleva la generación de los campos magnéticos utilizados.

1.2. Los contaminantes atmosféricos en la industria siderúrgica. [1.4]

Los contaminantes procedentes de las operaciones de fabricación de hierro y acero han constituido un problema ecológico desde siempre. Entre ellos se encuentran sustancias gaseosas como óxidos de azufre, dióxido de nitrógeno y monóxido de carbono. Aparte de estos gases, las partículas de polvo, que pueden contener óxidos de hierro, han sido el principal objeto de control. Las emisiones de los hornos de coque y de las plantas de recuperación de los subproductos de hornos de coque han sido problemáticas, pero las constantes mejoras en la tecnología de fabricación del acero y en el control de las emisiones han reducido significativamente el volumen e importancia de las mismas.

Los contaminantes atmosféricos varían dependiendo del proceso, el diseño y la construcción de la planta, de las materias primas empleadas, de las fuentes y las cantidades de energía necesarias, del grado de reciclaje de los productos de desecho dentro del proceso y de la eficiencia de los controles anticontaminantes. Así, la introducción de la fabricación de acero con inyección de oxígeno ha permitido recuperar y reciclar los gases residuales de forma controlada, reduciendo las cantidades aspiradas al exterior, mientras que el proceso de colada continua ha disminuido el consumo de energía y, por tanto, las emisiones.

1.2.1. Dióxido de azufre.

La cantidad de dióxido de azufre, que se forma principalmente en los procesos de combustión, depende fundamentalmente del contenido de azufre del combustible fósil empleado. Tanto el coque como los gases de los hornos de coque utilizados como combustibles son importantes focos de dióxido de azufre. En el ambiente, el dióxido de azufre puede reaccionar con los radicales del oxígeno y con el agua para formar un aerosol de ácido sulfúrico y, en combinación con amoníaco,

puede formar un aerosol de sulfato de amonio. Los efectos para la salud atribuidos a los óxidos de azufre no sólo se deben al dióxido de azufre sino también a su tendencia a formar estos aerosoles respirables. Además, el dióxido de azufre puede adsorberse en partículas, muchas de las cuales se encuentran en el rango respirable. Es posible reducir las emisiones no sólo empleando combustibles con un bajo contenido en azufre sino también reduciendo la concentración de las partículas. El uso de los hornos eléctricos ha reducido las emisiones de óxidos de azufre al eliminar la necesidad del coque, pero no se ha hecho más que pasar la responsabilidad del control de la contaminación a las plantas generadoras de electricidad. La desulfuración de los gases de los hornos de coque se consigue eliminando los compuestos de azufre reducidos, principalmente el sulfuro de hidrógeno, antes de la combustión.

1.2.2. Óxidos de nitrógeno.

Al igual que los óxidos de azufre, los óxidos de nitrógeno, principalmente el monóxido de nitrógeno y el dióxido de nitrógeno, se forman en procesos de combustión de los combustibles. Reaccionan con el oxígeno y con los compuestos orgánicos volátiles (COV) en presencia de radiación ultravioleta (UV) produciendo ozono. También se combinan con el agua para formar ácido nítrico, que a su vez se combina con el amoníaco para formar nitrato de amonio. Pueden formar aerosoles respirables que se eliminan del ambiente mediante deposición húmeda o seca.

1.2.3. Ozono.

El ozono es un importante contaminante secundario cerca de la superficie de la tierra; se forma en el aire por la reacción fotoquímica de la luz del sol sobre los óxidos de nitrógeno, facilitada en distinta medida, por diversos COV. La principal fuente de precursores del ozono la constituyen las emisiones gaseosas de los automóviles, pero algunos también son generados por las plantas que producen

hierro y acero, así como por otras industrias. A consecuencia de las condiciones topográficas y atmosféricas, la reacción de formación del ozono puede tener lugar a gran distancia de la fuente emisora.

1.2.4. Dióxido de carbono.

Aunque no produce efecto alguno sobre la salud humana ni los ecosistemas a los niveles atmosféricos normales, el dióxido de carbono es importante por su contribución al “efecto invernadero”, que se asocia al calentamiento global. La industria del acero es una importante fuente generadora de dióxido de carbono, más por el empleo del carbón como agente reductor en la producción de hierro a partir de mineral de hierro que por su uso como fuente de energía.

1.2.5. Metales pesados.

Un horno puede emitir metales como cadmio, plomo, zinc, mercurio, manganeso, níquel y cromo en forma de polvos, humos o vapores, o pueden ser adsorbidos por partículas de otra composición que se transportan en los vapores. Los efectos para la salud dependen del nivel y duración de la exposición.

1.2.6. Emisiones orgánicas.

Las emisiones orgánicas de las principales operaciones de fabricación del acero incluyen: benceno, tolueno, xileno, disolventes, hidrocarburos, dioxinas y fenoles debido a una combustión ineficiente de los combustibles fósiles o de residuos en el reciclado. La chatarra de acero utilizada como materia prima puede contener varias de estas sustancias, dependiendo de su origen. No todos estos contaminantes orgánicos son capturados por los sistemas depuradores de gases convencionales.

1.2.7. Partículas.

Las partículas, la forma más visible de contaminación, constituyen una mezcla compleja y variable de materiales orgánicos e inorgánicos. El polvo puede ser arrastrado por el viento de montones de mineral de hierro, carbón, coque y caliza, o puede pasar al aire durante su carga y transporte. Los materiales gruesos generan polvo por frotamiento o al ser machacados por vehículos. Las partículas finas se generan en los procesos de sinterización, fundición y licuefacción, especialmente cuando el hierro fundido entra en contacto con el aire para formar óxido de hierro. Los hornos de coque producen emisiones de finas partículas de coque y alquitrán.

Según Dibbs y Marier [1.2], las partículas de tamaño $\leq 1\mu\text{m}$ son especialmente nocivas para la salud humana ya que pueden penetrar en la región alveolar del pulmón, donde tiene lugar el contacto aire – sangre. Por otra parte, estas partículas submicrónicas pueden estabilizar las nieblas naturales y agravar los efectos nocivos sobre la salud humana, las cosechas, los edificios y, en general, el medio ambiente que rodea a las zonas de emisión.

El 90% de las emisiones de partículas con óxidos de hierro producidas en las acerías procede de los procesos con inyección de oxígeno, y a su vez, en la composición de estas partículas los óxidos de hierro representan cerca del 90% de su masa [1.5].

1.2.7.1. Clasificación de las partículas.

El tamaño de las partículas que forman un aerosol atmosférico tiene gran importancia tanto en los efectos que provoca dicha contaminación como a la hora de seleccionar el equipo adecuado de depuración de los gases contaminados por dichas partículas.

Como la forma de las partículas sólidas varía considerablemente, desde las casi esféricas hasta las muy irregulares, el tamaño se expresa en función del radio de Stokes, definido como el de una esfera que tenga la misma velocidad de sedimentación e igual densidad que la partícula. En la tabla 1.1 se incluyen algunos de los nombres utilizados para designar el aerosol atmosférico [1.6].

Tabla 1.1: Términos utilizados para describir el aerosol atmosférico.

Término	Descripción
Partículas Aitken	De radio menor que 0,1 μm .
Partículas grandes	De radio comprendido entre 0,1 y 1 μm .
Partículas gigantes	De radio mayor que 1 μm .
Polvo	Partículas procedentes de la fractura de materiales sólidos y dispersas por corrientes de aire.
Niebla	Partículas de sólidos o líquidos constituidas por condensación en fase vapor.
Humo	Niebla formada en un proceso de combustión.

El radio de Stokes de una partícula aislada es muy parecido a su radio geométrico, pero el de una partícula formada por coagulación de otras muchas, puede ser mucho menor.

Otra clasificación, muy extendida, de partículas es la clasificación de Geldart [1.7], en la cual, basándose en el tamaño y la densidad de las partículas, éstas se clasifican en una serie de grupos; tomando como criterio su aptitud para la fluidización. Así, tenemos los siguientes grupos:

- Grupo A. Son partículas de diámetro medio pequeño y/o baja densidad ($<1400 \text{ kg/m}^3$). Estos sólidos fluidizan fácilmente, con una fluidización suave a bajas velocidades de aire y con burbujas pequeñas a velocidades altas.

- Grupo B. Corresponde a materiales con diámetros de partícula comprendidos entre 40 y 500 μm y densidades entre 1400 y 4000 kg/m^3 . Estos sólidos, al igual que los del grupo A, fluidizan bien con un burbujeo vigoroso y burbujas grandes.
- Grupo C. Son partículas finas y cohesivas de muy difícil fluidización. Esta dificultad es debida a que las fuerzas interparticulares son más grandes que las ejercidas por el fluido sobre la partícula. Esto suele suceder cuando el tamaño de partícula es muy pequeño, cuando existen fuerzas electrostáticas o magnéticas grandes o cuando hay exceso de humedad en el lecho de partículas.
- Grupo D. Agrupa partículas de gran tamaño y/o densidad elevada. Si los lechos formados por estos sólidos son demasiado profundos fluidizan con dificultad. Para fluidizar estos sólidos es necesaria una gran cantidad de gas que en ocasiones atraviesa el lecho de partículas en forma de chorros.

La clasificación de Geldart es clara y fácil de utilizar. En la figura 1.1 se muestra esta clasificación para fluidización con aire en condiciones ambiente. Para cualquier sólido conocidos su diámetro medio de partícula, \bar{d}_p (determinado por tamizado), y su densidad, ρ_s , el diagrama muestra el tipo de fluidización que se puede producir.

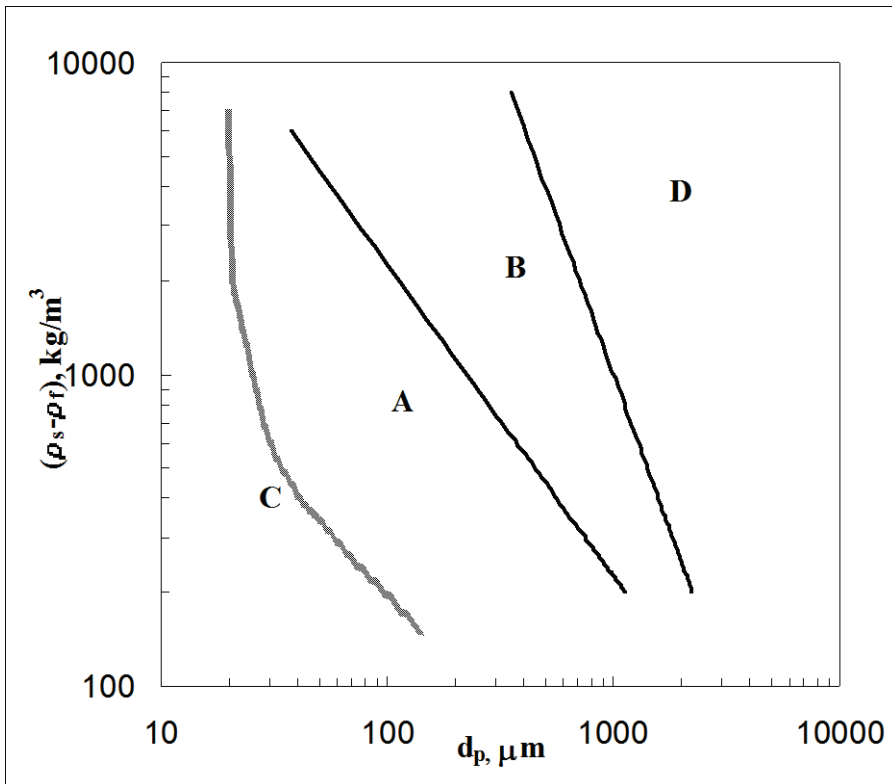


Figura 1.1: Diagrama de clasificación de partículas para fluidización con aire en condiciones ambiente; adaptado de Geldart [1.7]

1.3. Óxidos de hierro. [1.8]

Los óxidos de hierro han sido utilizados por el hombre durante siglos. Desde que se utilizaron ocres rojos y amarillos para crear pinturas prehistóricas, el papel de los óxidos de hierro se ha extendido enormemente. Su aplicación como pigmentos, catalizadores, adsorbentes y precursores de hierro y acero son algunos ejemplos de la contribución de estos compuestos al bienestar de la humanidad.

Los óxidos de hierro son compuestos muy comunes y están extendidos en la Naturaleza, aunque algunos sólo han sido sintetizados en el laboratorio. Están presentes en la atmósfera, biosfera, hidrosfera y litosfera y forman parte de las múltiples interrelaciones entre ellas.

Se considera que existen 17 óxidos de hierro (Tabla 1.2)[1.8] en los que se engloba cualquiera de los óxidos, oxi-hidróxidos e hidróxidos formados por Fe junto con O y/o OH. En la mayoría de ellos el hierro está en estado trivalente, pero existen tres compuestos, FeO, Fe(OH)₂ y Fe₃O₄, que contienen Fe divalente.

Tabla 1.2: Los óxidos de hierro conocidos.

<i>Oxi-hidróxidos e hidróxidos</i>	<i>Óxidos</i>
Goetita α -FeOOH	Hematita α -Fe ₂ O ₃
Lepidocrocita γ -FeOOH	Magnetita Fe ₃ O ₄ (Fe ^{II} Fe ^{III} ₂ O ₄)
Akaganéita β -FeOOH	Maghemita γ -Fe ₂ O ₃
Schwertmannita Fe ₁₆ O ₁₆ (OH) _y (SO ₄) _z · nH ₂ O	β -Fe ₂ O ₃
δ -FeOOH	ϵ -Fe ₂ O ₃
Feroxihita δ' -FeOOH	Wüstita FeO
FeOOH de alta presión	
Ferrihidrita Fe ₅ HO ₈ · 4H ₂ O	
Bernalita Fe(OH) ₃	
Fe(OH) ₂	
Green Rusts Fe _x ^{III} Fe _y ^{II} (OH) _{3x+2y-z} (A ⁻) _z ; A ⁻ =Cl ⁻ ; ½ SO ₄ ²⁻	

Los hidróxidos pueden ser deshidroxilados a sus óxidos complementarios fácilmente. A menudo simplemente la pérdida de OH es todo lo requerido para efectuar esta transformación. Otras características de estos compuestos incluyen la baja solubilidad (= alta estabilidad) de los óxidos de Fe^{III}, los colores brillantes, y la actividad catalizadora. Debido a su alta energía de cristalización, los óxidos de Fe muy a menudo sólo forman cristales diminutos en los ambientes naturales y cuando se producen industrialmente.

Dada la enorme cantidad de investigaciones referentes a los óxidos de hierro [1.8], su estudio excede los objetivos de este trabajo, por lo que nos limitaremos a describir brevemente las características de los compuestos que presentan interés para esta investigación.

En la industria siderúrgica los óxidos de hierro que forman parte de los gases contaminantes son en su mayoría Hematita (más del 90%) con pequeñas cantidades de Wüstita, y en algunas ocasiones algo de Magnetita, debido fundamentalmente al propio proceso de formación de estas partículas en las acerías.

La Hematita, α -Fe₂O₃, es el mineral de óxido de Fe conocido desde más antiguo y está repartido en rocas y suelos. Su color es rojo-sangre si está finamente dividido y negro o un gris vivo si está toscamente cristalizado. La hematita tiene estructura de corindón (α -Al₂O₃). Al igual que la goetita (α -FeOOH) es sumamente estable y suele ser el compuesto final de las transformaciones de otros óxidos férricos. La hematita es un pigmento importante y una valiosa mena; es el principal componente de las llamadas formaciones de vetas férricas. Otros nombres para la hematita son óxido de hierro^{III}, óxido férrico, sesquióxido de hierro o ocre rojo.

La Magnetita, Fe₃O₄, es un mineral negro, ferrimagnético, que contiene Fe^{II} y Fe^{III}. Tiene estructura de espinela inversa. La magnetita es una mena de hierro importante. Junto con la titanomagnetita, es responsable de las propiedades magnéticas de las rocas; siendo el fundamento de los estudios paleomagnéticos. Se

forma en varios organismos vivos en los que sirve como una ayuda a la orientación. Otros nombres para la magnetita son óxido de hierro negro, mena de hierro magnética, óxido de hierro^{II, III}, imán (cuando tiene polaridad natural), ferrita ferrosa o piedra de Hércules. Algunos de estos nombres son de uso corriente y, aunque no están reconocidos como nombres minerales, reflejan la diversidad de disciplinas para las que este mineral es de interés.

La Wüstita, FeO, junto con el Fe(OH)₂, son los dos únicos óxidos de hierro que contienen sólo Fe divalente. Normalmente no es estequiométrico (presentado deficiencia en O). La estructura es similar a la del NaCl. La wüstita es negra y es un intermedio importante en la reducción de menas de hierro.

En la tabla 1.3 pueden observarse algunas de las propiedades de estos óxidos:

Tabla 1.3: Propiedades de algunos óxidos de hierro.[1.8]

	<i>Hematita α-Fe₂O₃</i>	<i>Magnetita Fe₃O₄</i>	<i>Wüstita FeO</i>
Estructura cristalina	Romboédrica Hexagonal	Cúbica	Cúbica
Color	Rojo	Negro	Negro
Densidad (kg/m ³)	5260	5180	5900-5990
Punto de fusión (K)	1623	1856-1870	1650
Punto de ebullición (K)	Descomposición	2896	2785
Tipo de magnetismo (temperatura ambiente)	Ligeramente ferromagnético	Ferrimagnético	Paramagnético
Temperatura de Curie (K)	956	850	—
Temperatura Néel (K)			203-211

Dada la importancia, para este trabajo, de las propiedades magnéticas de estos materiales veremos a continuación brevemente los diferentes tipos de magnetismo que existen y sus características más importantes; encuadrando en cada categoría los tres óxidos de hierro que son de interés en esta investigación.

1.4. Tipos de Magnetismo.

Para caracterizar las propiedades magnéticas de los sólidos se utilizan tres parámetros fundamentales que son: la susceptibilidad magnética, la permeabilidad y el momento magnético.

Cuando una sustancia se sitúa dentro de un campo magnético, H , la intensidad de magnetización que experimenta, M (momento magnético de la sustancia por unidad de volumen), está relacionada con H por medio de la susceptibilidad magnética, χ , de la sustancia y da una medida del grado de imanación de un material por efecto de H :

$$M = \chi \cdot H$$

La inducción magnética, B , se define como la densidad de líneas de fuerza magnéticas que hay en un material dentro de un campo magnético H , y viene dada por la expresión:

$$B = \mu(H + M)$$

siendo μ la permeabilidad magnética, que representa la capacidad de una sustancia o medio para atraer y hacer pasar a través suyo las líneas de fuerza magnéticas respecto de la tendencia de estas líneas a atravesar el vacío de permeabilidad μ_0 . La permeabilidad se define por la expresión:

$$\mu = \mu_0 (1 + \chi)$$

Considerando estos parámetros fundamentales las sustancias se clasifican dentro de los diferentes tipos de magnetismo:

Diamagnetismo. Es una propiedad básica de casi todas las sustancias y consiste en una pequeña repulsión producida por un campo magnético. La susceptibilidad magnética de las sustancias diamagnéticas es pequeña (-10^{-6}), negativa e independiente de la temperatura.

Paramagnetismo. Es una propiedad de los materiales que presentan una respuesta en el mismo sentido que el campo magnético aplicado. Estas sustancias poseen electrones desapareados orientados al azar en átomos diferentes. Cada átomo, ión o molécula de una sustancia paramagnética puede considerarse como un pequeño imán con su propio momento magnético. La aplicación de un campo magnético provoca en el material una alineación parcial de estos momentos magnéticos paralelamente a la dirección del campo. Esta alineación de los dipolos magnéticos se describe por una permeabilidad magnética superior a la unidad, o, lo que es lo mismo, una susceptibilidad magnética positiva y pequeña (entre 0 y 0,01). La susceptibilidad magnética de estas sustancias depende mucho de la temperatura, ya que al efecto de la magnetización se opone el efecto de la agitación térmica. El efecto de agitación térmica, a partir de una determinada temperatura, supera la acción del campo magnético impidiendo la orientación de los dipolos magnéticos y, por tanto, disminuye el valor de la susceptibilidad. Por debajo de estas temperaturas, propias de cada material, las sustancias paramagnéticas cambian de tipo de magnetismo pasando a ser ferromagnéticas, ferrimagnéticas o antiferromagnéticas. La temperatura de transición para sustancias ferromagnéticas y ferrimagnéticas se llama temperatura de Curie y temperatura de Néel para sustancias antiferromagnéticas.

Los materiales paramagnéticos sufren el mismo tipo de atracción y repulsión que los imanes normales, cuando están sometidos a un campo magnético. Sin embargo, al retirar el campo magnético, la entropía destruye el alineamiento magnético, que ya no está favorecido energéticamente.

Ferromagnetismo. Es el fenómeno físico en el que se produce la alineación magnética de todos los momentos magnéticos de una sustancia, en presencia de un campo magnético aplicado, en la misma dirección y sentido. Estas sustancias presentan un momento magnético total (suma de momentos), una gran permeabilidad y una susceptibilidad magnética elevada y positiva (entre 0,01 y 10^6).

Al aumentar la temperatura, la orientación ordenada de los espines decrece debido a la agitación térmica de los momentos magnéticos individuales disminuyendo rápidamente la susceptibilidad.

Generalmente, los materiales ferromagnéticos están divididos en dominios magnéticos, separados por superficies conocidas como paredes de Bloch. En cada uno de estos dominios, todos los momentos magnéticos están alineados. Al someter un material ferromagnético a un campo magnético intenso, los dominios tienden a alinearse con éste, de forma que aquellos dominios en los que los dipolos están orientados con el mismo sentido y dirección que el campo magnético inductor aumentan su tamaño. Este aumento de tamaño se explica por las características de las paredes de Bloch, que avanzan en dirección a los dominios cuya dirección de los dipolos no coincide; dando lugar a un monodominio. Al eliminar el campo, el dominio permanece durante cierto tiempo.

Antiferromagnetismo. Es el ordenamiento magnético de todos los momentos magnéticos de una muestra, en la misma dirección pero unos en sentido inverso a otros (por pares). Las sustancias antiferromagnéticas tienen un momento magnético global nulo, permeabilidad positiva y una susceptibilidad magnética pequeña y positiva (entre 0 y 0,1).

Como el ferromagnetismo, la interacción antiferromagnética se destruye a alta temperatura. La temperatura por encima de la cual no se aprecia el antiferromagnetismo se llama temperatura de Néel. A temperaturas superiores a ésta, los compuestos son típicamente paramagnéticos. Normalmente se requiere un campo magnético muy intenso para conseguir alinear todos los momentos magnéticos de la muestra.

Ferrimagnetismo. Es un fenómeno similar al antiferromagnetismo, en el que se produce una alineación entre momentos magnéticos de diferente magnitud. Los

diferentes espines presentan momentos desiguales y, por lo tanto, las sustancias ferrimagnéticas presentan un momento magnético resultante grande.

Los materiales ferrimagnéticos y ferromagnéticos son fácilmente magnetizados por un campo magnético relativamente débil y la pendiente de su curva de magnetización es elevada al principio. (Esta es la razón por la cual un imán, que no tiene un campo magnético fuerte, puede atraer materiales ferromagnéticos). A medida que se aumenta la fuerza del campo magnético, todos los dominios individuales -regiones con pares de polos magnéticos norte y sur- en un material ferromagnético se alinean, es decir, la magnetización “satura” el material. Después de esto, independientemente de cualquier otro incremento de la fuerza del campo, no ocurre más magnetización. El nivel de saturación, es decir, la fuerza del campo a partir de la cual no ocurre más magnetización, depende del contenido en hierro del material. Cuando se retira el campo magnético aplicado, algunos de estos materiales mantienen la alineación de los dipolos durante mucho tiempo y son los llamados imanes permanentes o materiales “magnéticamente duros”. Si al retirar el campo magnético desaparece la alineación de los dipolos, los materiales se denominan “magnéticamente blandos”.

La *Hematita* es paramagnética por encima de 956 K (T_{Curie}) y ligeramente ferromagnética a temperatura ambiente. Su comportamiento magnético depende del tamaño de partícula y de su estructura cristalina.

La *Wüstita* es paramagnética a temperatura ambiente y se transforma en antiferromagnética a temperaturas por debajo de 203-211 K ($T_{\text{Néel}}$).

La *Magnetita* es un sólido extendido que presenta ferrimagnetismo: es un imán, aunque las interacciones son antiferromagnéticas. Tiene una temperatura de Curie de 850 K.

1.5. Procesos de Filtración.

La filtración es una operación en la que una mezcla heterogénea de un fluido y de las partículas de un sólido se separa en sus componentes, debido a un medio filtrante que permite el paso del fluido, pero retiene las partículas del sólido.

Las filtraciones industriales van desde un sencillo colado hasta separaciones altamente complejas. El fluido puede ser un líquido o un gas, mientras que las partículas sólidas pueden ser gruesas o finas, rígidas o plásticas, redondeadas o alargadas, y presentarse individualizadas o en forma de agregados. La corriente valiosa procedente de un filtro puede ser el fluido, los sólidos o ambos productos. En algunos casos pueden carecer de valor ambas corrientes, como es el caso de la separación de sólidos contaminantes de un fluido residual antes de su vertido[1.9].

Debido a la enorme variedad de materiales que se han de filtrar y las diferentes condiciones de operación de los procesos industriales, se han desarrollado numerosos tipos de filtros. En todos ellos el fluido circula a través del medio filtrante en virtud de una diferencia de presión. Usualmente, el medio filtrante retiene y soporta las partículas sólidas que van formando una torta porosa con estratos sucesivos a medida que el líquido va atravesando la torta y el medio filtrante. Los diversos procedimientos para producir la fuerza impulsora del fluido, los métodos de formación y separación de la torta, y las distintas técnicas utilizadas para retirar el fluido filtrado de la torta recién formada, requieren una gran variedad de aparatos y equipos de filtración.

1.5.1. Equipos para la limpieza de gases.

Existe una amplia variedad de equipos y sistemas cuyo objetivo es la captación de las partículas sólidas transportadas por una corriente gaseosa. Su clasificación puede abordarse de distintas formas: según actúen en seco o en

húmedo, según el mecanismo implicado en la separación, según el principio físico que actúe, etc.

Por otra parte, los intervalos de aplicación de los distintos equipos se solapan en parte; dependiendo la elección de dicho equipo, del tamaño de las partículas, y de otros factores como la cantidad de gas a tratar, la concentración de polvo o niebla, y las propiedades físicas de las partículas [1.10].

A continuación se describe brevemente la clasificación de los equipos más utilizados, según el principio físico de la separación [1.10, 1.11, 1.12]:

1. Separadores Mecánicos:

Separadores gravitatorios.

Separadores inerciales.

Separadores centrífugos.

2. Separadores por vía húmeda:

Lavadores.

3. Separadores basados en fuerzas eléctricas:

Precipitadores electrostáticos.

Filtros granulares electrostáticos.

4. Separadores de capa porosa:

Filtros de tela.

Filtros de mangas cerámicos.

5. Separadores combinados.

Filtro por ultracongelación atomizada (FUA).

Rotociclón.

6. Dispositivos auxiliares.

1. Separadores Mecánicos.

Separadores gravitatorios. Las “cámaras de sedimentación por gravedad” son el equipo más clásico y simple utilizado para la eliminación de partículas de polvo. Constan de una cámara amplia en la cual se reduce drásticamente la velocidad del gas hasta hacer posible la sedimentación por gravedad de las partículas. Para aumentar su eficacia en el interior de la cámara se colocan placas deflectoras que desvían la corriente de gas hacia el fondo, facilitando la deposición del polvo. Su utilización a nivel industrial es limitada, dado que sólo son efectivas para partículas de gran tamaño, con diámetro superiores a 50 micrómetros [1.11, 1.13].

Separadores inerciales. El funcionamiento de estos equipos se basa en los fenómenos inerciales de deposición que se producen cuando se somete la corriente de gas a cambios bruscos de dirección; las partículas, debido a su mayor momento de inercia, tienden a mantener su trayectoria separándose de la corriente de gas. En los equipos más utilizados, las partículas se separan del gas mediante choque con placas perforadas dispuestas en la trayectoria de la corriente de dicho fluido. En general, la aplicación industrial de estos sistemas es para la eliminación de polvo con diámetro de partícula mayor de 20 micrómetros [1.11], por lo que realmente, al igual que las cámaras de sedimentación, se usan como separadores previos de sistemas mucho más complejos de eliminación de partículas.

Separadores centrífugos. La velocidad de sedimentación de las partículas en una corriente de gas puede incrementarse significativamente si se utilizan fuerzas centrífugas en vez de gravitacionales. Los separadores de partículas que funcionan según este procedimiento reciben genéricamente el nombre de “ciclones” [1.11]. En un ciclón, el gas cargado de partículas penetra de forma tangencial en una cámara cilíndrica o cónica por uno o más puntos y sale, a través de un cilindro central, hacia la parte superior. Las partículas de polvo, debido a su inercia, chocan contra la pared del ciclón y se deslizan hacia abajo para terminar depositándose en su parte inferior, siendo recogidas y conducidas fuera del ciclón. Los ciclones suelen

presentar elevadas eficacias de captación para partículas de diámetro superior a unos 10 micrómetros [1.10, 1.14], pero su eficacia disminuye cuando se trata de partículas pequeñas, por lo que, en muchos casos, su utilización se reduce a un proceso de limpieza previo, antes de pasar los gases a un sistema más eficaz.

2. Separadores por vía húmeda.

Lavadores. Estos separadores, también denominados “Scrubbers”, son dispositivos de separación de partículas por vía húmeda, que permiten recoger las partículas transportadas por una corriente de gas en forma de lodo [1.11]. Son muy adecuados cuando el gas contiene una proporción considerable de partículas finas [1.10]. En estos separadores se utiliza normalmente agua para la captación del polvo [1.15]. El líquido se dispersa en el seno del gas como una "niebla o spray", y las gotitas de líquido van capturando las partículas de polvo, formándose una suspensión en forma de lodo. El aparato más característico de este sistema es el lavador Venturi, en el que se inyecta agua pulverizada en la sección más estrecha del separador, zona en la que el gas sufre una aceleración, consiguiéndose de esta forma una capacidad de retención de partículas muy elevada [1.16]. Generalmente, a continuación del separador Venturi se instala un ciclón para eliminar las gotas de líquido que han capturado las partículas, retirándolas de la corriente gaseosa.

Debido a que estos equipos utilizan agua líquida, antes de descargar el gas limpio a la atmósfera se pasa por un separador de nieblas (varias capas de finas y tupidas mallas) para evitar la emisión de grandes cantidades de humedad en forma de nieblas persistentes. Dependiendo de su diseño y de las condiciones de operación, los lavadores pueden eliminar un amplio rango de tamaños, desde partículas finas a muy gruesas, aunque su funcionamiento puede considerarse correcto para partículas de unos 5 micrómetros y se observa una caída importante en la capacidad limpiadora de gases cuando éstos llevan partículas de diámetro inferior a 1 micrómetro [1.17].

3. Separadores basados en fuerzas eléctricas.

Precipitadores electrostáticos. La precipitación electrostática es una operación básica de separación de partículas sólidas o líquidas (nieblas) suspendidas en corrientes gaseosas, por efecto de la fuerza que un campo eléctrico ejerce sobre dichas partículas cargadas eléctricamente [1.15].

Estos aparatos están constituidos por una carcasa metálica cerrada por cuyo interior circulan los gases cargados de partículas contaminantes. Contienen dos series de electrodos: los emisores, que normalmente son hilos verticales, y los electrodos receptores o colectores, generalmente placas dispuestas paralelamente al flujo de los gases que se desea limpiar. Entre estos dos tipos de electrodos se aplica una diferencia de potencial de corriente continua comprendida entre 60 y 80 kV. Entre los electrodos se produce una descarga eléctrica que ioniza los gases que rodean los electrodos y las partículas contaminantes se cargan negativamente. Estas partículas son atraídas por los electrodos colectores (positivos) sobre los que se depositan y son retiradas periódicamente.

Los precipitadores electrostáticos son muy útiles cuando el volumen de gas a tratar es muy grande y el tamaño de las partículas sólidas o líquidas que se desea eliminar es pequeño, o bien cuando se necesitan rendimientos de depuración muy elevados y las condiciones de operación del proceso exigen altas temperaturas y presiones. Su funcionamiento puede considerarse aceptable para separar partículas sólidas y microgotas de tamaños superiores a algunos micrómetros [1.16, 1.18]. Si el precipitador electrostático es de alta eficacia puede eliminar partículas de 1 μm con eficacias del 98 % [1.19].

El gran inconveniente de estos equipos es su elevado consumo de energía eléctrica, que se incrementa considerablemente al aumentar la eficacia de depuración, especialmente cuando ésta se sitúa por encima del 98,5% [1.15].

Filtros granulares electrostáticos. Los filtros granulares ofrecen una alta eficiencia de filtración para partículas micrónicas y submicrónicas. En este caso, al filtro granular se le han añadido una serie de electrodos en su interior, comunicándole una corriente de 0-20 kV, lo que permite obtener una mejora de la eficiencia de filtración del dispositivo. La eficiencia de estos dispositivos es siempre superior al 90%.

4. Separadores de capa porosa.

Filtros de tela. Los más conocidos para la limpieza de gases son los “filtros de mangas”. Estos dispositivos consisten en una gran cámara cerrada donde se disponen verticalmente una serie de mangas fabricadas con telas tejidas o no tejidas. La corriente de gas cargada de polvo pasa a través de la tela depositando las partículas de polvo en la superficie del medio filtrante. La capa de partículas depositadas, llamada torta, se convierte en un medio filtrante eficaz capaz de retener nuevas partículas de diámetros inferiores a las ya retenidas.

Filtros de mangas cerámicos. Los filtros de mangas convencionales solo pueden usarse hasta una temperatura aproximada de 250 °C, por encima de esta temperatura se deterioran y dejan de ser operativos. Sin embargo, puesto que los filtros de mangas cerámicos pueden operar hasta una temperatura de 760 °C, esto los hace más competitivos que los filtros convencionales y presentan las siguientes ventajas:

- El proceso de filtración de los aerosoles puede ser realizado sin necesidad de enfriar los gases antes de proceder a filtrarlos.
- No se necesita un proceso de mezcla o dilución antes de proceder a la operación de filtración.
- Los costes de mantenimiento se reducen y la vida media aumenta.

Los filtros de mangas cerámicos están formados por óxidos metálicos policristalinos (62% Al_2O_3 , 24% SiO_2 , 14% B_2O_3) y se usan fundamentalmente para la retención de óxidos de nitrógeno, óxidos de azufre y partículas de sólidos. Los filtros de mangas cerámicos tienen utilidad industrial hasta una temperatura de 760 °C, habiéndose demostrado su eficiencia en la retención de partículas y en la adsorción de variados gases contaminantes. [1.20]

5. Separadores combinados

Se denominan separadores combinados a aquellos que unen en un mismo aparato dos o más técnicas de separación. No se consideran dentro de este apartado los sistemas formados por diferentes separadores conectados en serie [1.11].

Entre los separadores combinados cabe citar algunos que están en fase de demostración.

Filtro por ultracongelación atomizada (FUA).[1.20] Este dispositivo permite eliminar las partículas de una corriente gaseosa y también recuperar sus compuestos orgánicos volátiles (VOC's) de forma simultánea, usando para ello nitrógeno líquido a -196 °C (a presión atmosférica). Los gases contaminantes (gas + partículas + VOC's) se introducen por la parte superior del FUA y pasan a través de un Venturi, donde se produce la filtración de los gases contaminantes, por interacción de los sólidos con las gotas de agua. A las gotas se les inyecta nitrógeno licuado a -196 °C, formándose hielo en forma de granizo y quedando retenidas las partículas contaminantes en él, siendo retiradas por la parte inferior del filtro. El resto de los gases, a una temperatura de -25 °C, pasan a un segundo cuerpo del FUA, donde se produce una nueva inyección de nitrógeno líquido y la condensación de los VOC's; finalmente los gases pasan por un separador de gotas.

El rotociclón. es el equipo más típico de separador combinado. En este dispositivo la corriente de gas con partículas en suspensión es lanzada contra unos

álabes especialmente perfilados, sobre los cuales se mantiene, por inyección, una ligera película de agua. Otros dispositivos de estas características son los "lavadores centrífugos", en los que los gases a limpiar se inyectan tangencialmente por su parte inferior, de tal forma que giran a alta velocidad alrededor de un pulverizador de gotas; en este caso las gotas retienen las partículas antes de ser lanzadas contra la pared del separador en virtud de la fuerza centrífuga [1.11].

6. Dispositivos auxiliares

Existen algunos procedimientos que favorecen la separación de partículas sólidas y de pequeñas gotas que son transportadas en corrientes gaseosas. Esta separación se ve facilitada si primeramente se aumenta el tamaño de las partículas individuales, consiguiendo su aglomeración o coalescencia, y separando posteriormente las partículas mayores resultantes. Así, la adición de vapor sobresaturado hace que las partículas de polvo o niebla actúen como núcleos de condensación, favoreciendo su crecimiento. También la aplicación de ultrasonidos produce un aumento en la energía de vibración de las partículas, aumentando las colisiones entre ellas y la tendencia a aglomerarse.

1.5.2. Filtros Magnéticos

La filtración magnética es la captura de pequeñas partículas paramagnéticas o ferromagnéticas en un filtro compuesto por una matriz filtrante ferromagnética que se encuentra magnetizada por un campo magnético externo. La matriz filtrante puede estar compuesta de materiales de diversas geometrías, tales como esferas, barras, alambres, platos y pedazos de metal [1.21]. El campo aplicado magnetiza la matriz filtrante y crea cerca de ésta un campo magnético local que atrae las partículas hacia ella. El campo magnético es generado por el paso de una corriente eléctrica a través de una bobina de cobre que se encuentra rodeando la matriz filtrante [1.22].

La ventaja de la filtración magnética sobre los métodos convencionales radica en que con ésta técnica se pueden lograr altas eficacias de captura, siendo potencialmente reversible y selectiva [1.23]. Estas ventajas son inherentes al mecanismo de fuerza magnética, el cual captura a las partículas en el alambre o matriz colectora. La captura de una partícula a través del mecanismo magnético es reversible porque la fuerza magnética puede ser fácilmente eliminada simplemente eliminando el campo magnético. Así mismo, la captura de una partícula es selectiva porque el mecanismo magnético se basa en la respuesta de dicha partícula a la fuerza magnética, la cual se mide a través de su susceptibilidad magnética, χ .

Svoboda [1.24] define la eficacia total de captura de la matriz de un filtro magnético magnetizada por un campo magnético externo, a través de la siguiente ecuación:

$$\eta_f = 1 - \exp(-\xi L)$$

siendo η_f , la eficacia total de la matriz filtrante; ξ , el sumatorio de las eficacias de los diferentes mecanismos que actúan en una fibra cilíndrica individual magnetizada; y L , es la longitud del filtro o de la matriz filtrante, en nuestro caso.

La eficacia total de una matriz filtrante se debe a la eficacia de mecanismos “no-magnéticos”, típicos de la operación de filtración, tales como la difusión browniana, interceptación e inercia; y a la eficacia de mecanismos magnéticos, que serán, en la mayoría de los casos, predominantes sobre los primeros [1.25, 1.26].

La filtración magnética ha sido muy utilizada en las industrias de fabricación del acero y del procesamiento de minerales. Tiene otras muchas aplicaciones entre las cuales se pueden mencionar:

- La eliminación de productos magnéticos corrosivos como la magnetita (Fe_3O_4) y productos paramagnéticos corrosivos, tal como FeOOH , de suspensiones acuosas producidas en los sistemas de transferencia de calor de las centrales térmicas [1.21].

- La extracción de productos insolubles corrosivos (específicamente partículas submicrónicas de magnetita) de los circuitos de agua de los reactores PWR (reactores de agua presurizada -pressurized water reactor-) y BWR (reactores de agua hirviendo -boiling water reactor-) de las centrales nucleares [1.27].
- Las aguas residuales empleadas para pulir materiales contienen alta concentración de nanopartículas abrasivas de sílice, ya que estas partículas son cargadas eléctricamente y añadidas a las aguas residuales con el fin de evitar las aglomeraciones entre partículas. Tras el pulido químico-mecánico, las partículas de sílice deben ser removidas de estas aguas; para ello se utilizan nanopartículas de magnetita con el fin de que, electrostáticamente, atraigan a las partículas de sílice y éstas puedan ser eliminadas cuando las aguas residuales atraviesen en un campo magnético [1.25].
- La eliminación de fosfatos de agua natural a través de magnetita y otros metales, pudiendo ser usado como una alternativa en tanques de precipitado en el tratamiento terciario de aguas [1.28].

Referencias.

- [1.1] Phillips. H. W., “Select the Proper Gas Cleaning Equipment” *Chemical Engineering Progress*, 96, nº 9 (2000), p.19-38.
- [1.2] Dibbs, M. P., Marier, P, “Some environmental effects, sources and control methods for fine particulates”, *AIChE Symposium Series*, 71, nº 147 (1975), p. 60-69.
- [1.3] Geber, R., Birss, R. R., “High Gradient Magnetic Separation”, Ed. RSP - John Wiley and Sons Ltd., Great Britain (1983).
- [1.4] “Enciclopedia de Salud y Seguridad en el Trabajo”, OIT 3ª Edición, Vol. III, Parte XI, Capítulo 73. (2001).
- [1.5] Sánchez, M., Losada, J., Muñoz, E., Paz, M., “Medida de la contaminación atmosférica: Determinación de partículas”, *Ingeniería Química*, Septiembre (1986), p. 115-122.
- [1.6] Spedding, D. J., “Contaminación Atmosférica”, Ed. Reverté S.A., Barcelona (1981), p. 5-6.
- [1.7] Geldart, D., “Types of gas fluidization”, *Powder Technology*, 7, (1973), p. 285-292.
- [1.8] Cornell, R. M., Schwertmann, U., “The Iron Oxides”, Ed. Wiley-VCH GmbH & Co. KGaA, 2nd edition, Germany (2003), p. 1-130.
- [1.9] McCabe, W.L., Smith, J.C., Harriott, P., “Operaciones básicas de Ingeniería Química”, Ed.McGraw-Hill, 4ª edición, Barcelona (1991), p. 997-1028.
- [1.10] Coulson, J. M., Richardson, J. F., “Ingeniería Química. Operaciones Básicas”, Vol. II, 3ª edición, Ed. Reverté, S.A., Barcelona (1981), p. 388-411.

- [1.11] de Lora, F., Miró, J. “Técnicas de defensa del Medio Ambiente”, Ed. Labor S.A., Barcelona (1978), p. 405-436.
- [1.12] “Filters and Filtration Handbook”, Ed. Elsevier Advanced Technology, 3th edition, U.K. (re-printed 1994), p. 251-328.
- [1.13] Stern, A. C., et al. “Cyclone dust collectors”, Am. Petrol. Inst., N.Y. (1950).
- [1.14] Stern, A. C., “Air Pollution”, vol. II, Academic Press, N.Y. (1968), p. 656.
- [1.15] Sánchez, J. R., “Filtración de un aerosol formado por cenizas volantes determinación de eficacias y otras características en telas fabricadas con fibras de sección no circular”, Tesis Doctoral, U. Salamanca (2000), p. 21-23
- [1.16] Herbert, F. L. “Industrial Pollution Control Handbook”, Ed. McGraw-Hill Book Company, N.Y. (1971), p. 5-18.
- [1.17] Nonhebel, G., “Gas purification processes for air pollution control”, Ed. Butterworth Publishers, London (1972), p. 373.
- [1.18] Perry, R.H., Green, D.W., “Manual del Ingeniero Químico”, Vol. II, Ed. McGraw-Hill, New York (1992), p. 20-124.
- [1.19] Stairmand, C. J., “Gas/solids separation in pollution control - the way ahead”, AIChE Symposium Series, 71, nº 147 (1975), p. 70-80.
- [1.20] Umbría, J. J., “Filtración por ultracongelación atomizada”, Tesis Doctoral, Universidad de las Palmas de Gran Canaria (2002), p. I.2-I.10.
- [1.21] Künkül, A., Abbasov, T., “Removal of corrosion products from viscous aqueous suspensions by magnetic filtration”, Powder Technology, 149, (2004), p. 23-28.
- [1.22] Zarutskaya, T., Shapiro, M., “Capture of Nanoparticles by Magnetic Filters”, Journal of Aerosol Science, 31, nº 8 (2000), p. 907-921.

- [1.23] Tsouris, C., Noonan, J., Ying, T-Y., Sotira Yiacoumi, S., “Surfactant effects on the mechanism of particle capture in high-gradient magnetic filtration”, *Separation and Purification Technology*, 51, nº 2 (2006), p. 201-209.
- [1.24] Svoboda, J., “A realistic description of the process of high-gradient magnetic separation”, *Minerals Engineering*, 14, nº 11 (2001), p. 1493-1503.
- [1.25] Chin, C.-J. M., Chen, P.-W., Wang, L.-J., “Removal of nanoparticles from CMP wastewater by magnetic seeding aggregation”, *Chemosphere*, 63, nº 10 (2006), p. 1809–1813.
- [1.26] Perry, R.H., Green, D.W., “Manual del Ingeniero Químico”, Vol. III, Ed. McGraw-Hill, Madrid (2001), p. 17-60.
- [1.27] Wakeman, R.J., “Progress in Filtration and Separation”, Vol 2. Ed. Elsevier Scientific, Amsterdam (1981), p. 208.
- [1.28] Bitton, G., Mitchell, R., de Latour, C., Maxwell, E., “Phosphate Removal by Magnetic Filtration”, *Water Research*, 8, nº 2 (1974),p. 107-109.

Capítulo 2

Objetivos

Objetivos

El objetivo principal de este trabajo será el desarrollo de un filtro magnético para la captura de partículas magnetizables en corrientes gaseosas.

Los objetivos, de forma particular, pueden resumirse en los siguientes apartados:

- Construir un generador de aerosol de partículas de óxido de hierro con un lecho fluidizado, formado por partículas de arena y óxido de hierro.
- Estudiar y caracterizar el aerosol generado (concentración y tamaño de partícula de óxido de hierro), así como el estudio de la elutriación de las partículas de óxido de hierro que constituyen la alimentación del filtro magnético objeto de estudio.
- Diseñar y construir un prototipo de filtro magnético. Aquí se incluye el diseño y la construcción de una bobina electromagnética capaz de producir un campo magnético elevado (del orden de 0,5 Teslas), de diferentes tipos de parrillas y de todo el sistema de medidas.
- Determinar eficacias filtrantes en el prototipo, estudiando la influencia de las siguientes variables de operación:
 - * Propiedades y número de parrillas magnetizables.
 - * Velocidad y tamaño de las partículas que componen el aerosol.
 - * Intensidad del campo magnético aplicado.
- Desarrollar un modelo matemático de filtración, teniendo en cuenta las diversas fuerzas y mecanismos que actúan sobre las partículas de óxido de hierro, obteniendo una expresión teórica de la eficacia de filtración que será validada con los datos experimentales de eficacias filtrantes.

Capítulo 3

Fundamentos Teóricos

Fundamentos Teóricos

3.1. Introducción.	45
3.2. La elutriación de partículas. Procedimiento para alimentar un filtro de gases.	45
3.2.1. Modelo y constantes de elutriación.	47
3.3. Teoría de diseño para bobinas electromagnéticas.	54
3.3.1. Relaciones entre el campo magnético y la corriente eléctrica.	54
3.3.2. Relaciones entre el campo magnético y la potencia.	60
3.3.3. Relaciones entre resistencia eléctrica y número de espiras.	63
3.3.4. Masa y volumen de la bobina.	64
3.3.5. Refrigeración de la bobina.	65
3.4. Modelo teórico de la filtración magnética.	70
3.4.1. Ecuaciones de movimiento.	72
3.4.1.1. Fuerza inercial.	73
3.4.1.2. Fuerza Gravitacional.	73
3.4.1.3. Fuerza de Arrastre.	73
3.4.1.4. Fuerza Magnética.	74
3.4.1.5. Ecuaciones de movimiento y parámetros adimensionales. .	79
3.4.2. Método numérico	82
3.4.3. Eficacia de filtración	95
3.5. Tomas isocinéticas y determinación de las condiciones de operación.	100
3.5.1. Fundamentos del muestreo isocinético	100
3.5.2. Determinación del flujo de partículas captado por la toma isocinética.	103
Referencias.	106

3.1. Introducción.

En este capítulo se describen los diferentes fundamentos teóricos empleados para llevar a cabo el diseño y estudio del filtro magnético experimental que se ha desarrollado en este trabajo. Se describen las ecuaciones y modelos teóricos utilizados en el desarrollo de cada una de las partes más importantes de la instalación.

3.2. La elutriación de partículas. Procedimiento para alimentar un filtro de gases.

Una de las técnicas de generación de aerosoles más utilizada, a escala de laboratorio principalmente, para la alimentación y estudio de la eficacia de los filtros para gases, es la elutriación de partículas en un lecho fluidizado.

La elutriación es un proceso por el cual las partículas son continuamente arrastradas por medio de una corriente fluida desde un lecho compuesto por una mezcla de partículas de distintos tamaños [3.1]. La velocidad de elutriación puede expresarse, por analogía, como la velocidad de una reacción química de primer orden, en la que se define una constante de elutriación que correspondería a la constante de velocidad de la ecuación cinética de la reacción química. En la bibliografía existen numerosos trabajos que describen el comportamiento de la elutriación de partículas frente a distintas variables [3.2]. En algunos casos los resultados obtenidos y las interpretaciones de los mismos, hechas por diferentes investigadores, no son del todo coincidentes. Así, Leva [3.3] encontró que cuando las concentraciones de finos en los lechos fluidizados estaban en el intervalo del 5% al 20%, su efecto en las constantes de elutriación era despreciable. Osberg y Charlesworth [3.4] indicaron que por debajo del 5% la concentración de finos tiene un efecto significativo. Por otra parte, Wen y Hashinger [3.1] comprobaron que en un sistema compuesto por partículas de dos tamaños diferentes, la concentración

inicial de finos parece no tener efecto en la constante de elutriación hasta alcanzar una concentración de aproximadamente el 25%, por encima de la cual la constante tiende a decrecer cuando la concentración de finos aumenta. También comprobaron que la constante de elutriación varía con la velocidad del gas, el peso del lecho, el tamaño de las partículas pertenecientes a la fracción de finos, la densidad del gas y su viscosidad. En lo referente al tamaño de la partícula, según estos autores [3.1], para una determinada velocidad del gas, la constante de elutriación irá disminuyendo a medida que el tamaño de las partículas pequeñas vaya aumentando, y se aproximará a cero para partículas cuya velocidad terminal sea más grande que la velocidad del gas.

Otros investigadores [3.5], comprobaron que a las constantes de elutriación no les afectan variables tales como la velocidad mínima de fluidización y el tamaño de las burbujas que se forman en los lechos fluidizados, principalmente en los sistemas sólido – gas.

Respecto a la elutriación de partículas pequeñas, del tipo C de la clasificación de Geldart [3.6], no son muchos los estudios existentes debido a la dificultad que supone trabajar con estas partículas, ya que son muy cohesivas, y a que su comportamiento no es aún muy conocido. Es preciso señalar que las partículas de óxido de hierro, utilizadas en esta tesis doctoral, son partículas tipo C de Geldart, y que esto ha causado numerosas dificultades en el trabajo experimental, en la determinación de la distribución de tamaño de partícula y de las eficacias filtrantes de las parrillas utilizadas como filtro magnético. Briens y colaboradores [3.7] han demostrado claramente que las partículas más pequeñas no son las que más fácilmente se elutrian en los lechos formados por mezclas de partículas de diferentes tamaños. Más recientemente, este mismo resultado fue también encontrado en esta tesis doctoral, al estudiar la elutriación de las partículas de tipo C formadas por óxido de hierro. Estos resultados fueron atribuidos, en ambos estudios, a la elevada aglomeración de las partículas finas tipo C.

3.2.1. Modelo y constantes de elutriación.

Para diseñar un modelo del comportamiento físico de un lecho fluidizado en la región comprendida desde la superficie del lecho hasta la zona de salida de las partículas del tubo que contiene dicho lecho, zona "freeboard", es necesario comprender el arrastre de las partículas en dicha zona [3.1]. Existen estudios extensos del arrastre y de la elutriación, con propuestas de numerosas correlaciones, que son citadas en diferentes trabajos [3.5, 3.8, 3.9, 3.10], destacando, entre otras, las siguientes: Yagi y Aochi (1955), Zenz y Weil (1958), Wen y Hashinger (1960), Sanari y Kunii (1962), Tanaka y col.(1972), Merrick y Highley (1974), Nazemi y col. (1974), Large y col. (1976), Bachovchin y col. (1979), Geldart y col. (1979), Colakyan and Levenspiel (1979), Lin y col. (1980), Wen y Chen (1982), Kato y col. (1986), Baeyens y col. (1992), etc. Sin embargo estas correlaciones han sido obtenidas en muy diferentes condiciones de operación y, la mayoría de ellas, utilizando lechos fluidizados a pequeña escala, por lo que la extrapolación para grandes escalas de las correlaciones empíricas obtenidas conduce, a veces, a resultados extraños. En la tabla 3.1 se detallan algunas de estas correlaciones y las condiciones en que fueron obtenidas [3.11], siendo d_t , d_p y d_{pi} , los diámetros del lecho, de las partículas gruesas, y de las partículas finas, respectivamente, u_{mf} la velocidad mínima de fluidización del lecho, u_{ti} la velocidad terminal de partículas de tamaño i , u_0 la velocidad superficial del gas, K_i^* es una constante de velocidad de elutriación, ρ_s la densidad de las partículas, ρ_g la densidad del gas, y Re_t el número de Reynolds correspondiente al flujo del fluido en el tubo, de diámetro d_t .

Las posibles faltas de concordancia entre las correlaciones se deben, según Wen y Chen [3.5], a dos factores: 1º) A que los datos usados para las correlaciones fueron obtenidos en condiciones de operación muy limitadas y, por tanto, la extrapolación de las condiciones a otros rangos puede dar resultados poco concordantes. 2º) La geometría y el tamaño del tubo pueden afectar

Tabla 3.1. Correlaciones empíricas para la constante de velocidad de elutriación, K_i^* , para tubos de diámetro d_t [3.11]

AUTORES	CONDICIONES EXPERIMENTALES				CORRELACIÓN
	d_t (m)	d_p , gruesas (μm)	d_{p15} , finas (μm)	u_0 (m/s)	
Yagi y Aochi (1955)	0,07-1	100-1600	80-300	0,3-1,0	$\frac{K_i^* g d_{pi}^2}{\mu(u_0 - u_{ti})^2} = 0,0015 Re_t^{0,6} + 0,01 Re_t^{1,2}$
Wen y Hashinger (1960)	0,102	~710	50-150	0,61-0,98	$\frac{K_i^*}{\rho_g(u_0 - u_{ti})} = 1,52 \cdot 10^{-5} \frac{u_0 - u_{ti}}{(g d_{pi})^{0,5}} \cdot Re_t^{0,725} \left(\frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1,15}$
Tanaka y col. (1972)	0,031-0,067	718-1930	106-505	0,9-2,8	$\frac{K_i^*}{\rho_g(u_0 - u_{ti})} = 0,046 \frac{u_0 - u_{ti}}{(g d_{pi})^{0,5}} \cdot Re_t^{0,3} \left(\frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,15}$
Merrick y Highley (1974)	0,91 × 0,91 0,91 × 0,46	63-1000	8-100	0,61-2,44	$\frac{K_i^*}{\rho_g u_0} = 0,0001 + 130 \exp \left[-10,4 \left(\frac{u_{ti}}{u_0} \right)^{0,5} \left(\frac{u_{mf}}{u_0 - u_{mf}} \right)^{0,25} \right]$
Geldart y col. (1979)	0,076 0,30	60-350 ~1500	60-300	0,6-3,0	$\frac{K_i^*}{\rho_g u_0} = 23,7 \exp \left(-5,4 \frac{u_{ti}}{u_0} \right)$
Colakyan y Levenspiel (1984)	0,92 × 0,92 0,30 × 0,30	300-1000	36-542	0,901- 3,66	$K_i^* = 0,011 \cdot \rho_s \left(1 - \frac{u_{ti}}{u_0} \right)^2 ; \rho_s \text{ (kg/m}^3\text{)}$
Kato y col. (1986)	0,15 × 0,15	58-282	37-150	0,2-1,1	$\frac{K_i^*}{\rho_g(u_0 - u_{ti})} = 2,07 \cdot 10^{-4} Fr^\alpha Re_t^{1,6} \left(\frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,61}$ $\alpha = Re_t^{-0,6} ; Fr = (u_0 - u_{ti})^2 / g d_{pi}$
Baeyens y col. (1992)	0,076	30-90	10-13	0,21-0,7	$K_i^* = 5,4 \cdot 10^{-5} \rho_s \left(\frac{u_0}{0,2} \right)^{3,4} \left(1 - \frac{u_{ti}}{u_0} \right)^2 ; d_{pi} < d_{crit}$

considerablemente a la constante de velocidad de elutriación, como resultado del efecto pared. Por último, también han comprobado que la masa de las partículas elutriadas determinada utilizando tomas isocinéticas tiende a ser menor que la masa obtenida usando embudos o ciclones para recoger los sólidos arrastrados, debido a que es difícil ajustar la presión y la velocidad del gas dentro de la toma para lograr un isocinetismo perfecto.

Para describir la elutriación de partículas finas de un lecho fluidizado se han propuesto varios modelos basados en una ecuación de primer orden. Colakyan y col. [3.12] presentan un modelo basado en el análisis de Leva [3.3]. El modelo de Colakyan y col. [3.12] considera la atrición de partículas junto con la elutriación. Según este modelo, la velocidad de elutriación de las partículas de tamaño i , puede expresarse:

$$-\frac{dW_i}{dt} = K_{e,i}^* A_b \left(\frac{W_i}{W_b} \right) - R_{a,i} \quad (3.1)$$

donde W_i es la masa de partículas de tamaño i que permanecen en el lecho (kg), $K_{e,i}^*$ es la constante de velocidad de elutriación para partículas de tamaño i ($\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$), A_b es la sección transversal del lecho (m^2), W_b la masa total del lecho (kg) y $R_{a,i}$ la velocidad de atrición de partículas de tamaño i (kg/s). La velocidad $R_{a,i}$ se supone constante.

Más recientemente, Liu y Kimura [3.13] presentaron una variante del modelo de Colakyan. Este modelo considera la atrición de partículas junto con la elutriación y, para describir la fluidización y el arrastre de partículas finas, mezcladas con partículas grandes, realiza las siguientes suposiciones:

1ª. Los sólidos finos en el lecho están en una de las tres formas siguientes:

- a) como finos elutriables libres,
- b) como aglomerados de finos, y
- c) como finos adheridos a partículas grandes.

2ª. Las partículas finas elutriables son generadas, por atrición, de forma continua y estacionaria desde los aglomerados y desde los finos adheridos a partículas grandes.

3ª. La atrición de las partículas grandes iniciales es despreciable comparada con la atrición de aglomerados y finos adheridos.

Teniendo en cuenta estas suposiciones, la velocidad de elutriación puede escribirse de la siguiente forma:

$$\frac{dW}{dt} = -\frac{dW_e}{dt} + R_a \quad (3.2)$$

donde W es la masa acumulada de partículas finas arrastradas fuera del lecho (kg), W_e es la masa de partículas finas elutriables que permanecen en el lecho (kg) y R_a es la velocidad global de atrición (kg/s) incluyendo los aglomerados de finos y los finos adheridos a partículas grandes. La velocidad de elutriación también puede escribirse en la misma forma que la ecuación (3.1):

$$-\frac{dW_e}{dt} = K_e^* A_b \left(\frac{W_e}{W_{e,0}} \right) - R_a \quad (3.3)$$

donde K_e^* es la constante de la velocidad de elutriación (kg/m²s) y $W_{e,0}$ es la masa inicial de partículas finas elutriables dentro del lecho (kg). En la ecuación (3.3) se toma $W_{e,0}$ como masa de referencia, mientras que la ecuación (3.1) está referida a la masa total del lecho, W_b .

Por integración de las ecuaciones (3.2) y (3.3) para $W = 0$ y $W_e = W_{e,0}$ en el instante inicial ($t = 0$), se obtiene:

$$W = \left(W_{e,0} - \frac{R_a}{K_e} \right) (1 - e^{-K_e t}) + R_a t \quad (3.4)$$

siendo K_e una nueva constante de velocidad de elutriación definida por la ecuación:

$$K_e = \frac{K_e^* A_b}{W_{e,0}} \quad (3.5)$$

Cuando $t \gg 1$ la ecuación (3.4) se aproxima a una ecuación asintótica que es lineal frente al tiempo:

$$W = \left(W_{e,0} - \frac{R_a}{K_e} \right) + R_a t \quad (3.6)$$

Extrapolando a $t = 0$ la parte recta de la masa acumulada de partículas arrastradas, W , en la intersección con el eje vertical se encuentra la ordenada en el origen, que corresponde al valor de $\left(W_{e,0} - \frac{R_a}{K_e} \right)$, y la pendiente de esta parte recta corresponde a la velocidad de atrición R_a .

La ecuación (3.4) se puede reordenar de la siguiente forma:

$$\ln \left[1 - \frac{W - R_a t}{W_{e,0} - \left(\frac{R_a}{K_e} \right)} \right] = -K_e t \quad (3.7)$$

De esta manera, conociendo R_a y $\left(W_{e,0} - \frac{R_a}{K_e} \right)$, el valor de la parte izquierda de la ecuación (3.7) puede ser representado gráficamente frente al tiempo, t , para obtener K_e , y utilizando la ecuación (3.5) podemos calcular la constante de velocidad de elutriación K_e^* , que es independiente de la geometría del lecho [3.8].

La fracción inicial de partículas finas elutriables libres en el lecho es $(W_{e0}/W_{b,0})$ y la fracción de partículas finas aglomeradas o adheridas a partículas grandes es $(1-(W_{e0}/W_{b,0}))$. Donde $W_{b,0}$ es la masa total inicial de polvo fino en el lecho (kg).

Un nuevo modelo, preferible a los anteriores, ha sido publicado por Santana y colaboradores [3.14]. En este modelo se estudia el proceso físico de la elutriación de partículas en un lecho fluidizado de una forma más realista, puesto que considera hasta el final de la elutriación. En este trabajo se completan los resultados anteriormente publicados por estos investigadores, [3.15, 3.16].

Por último, en cualquier estudio sobre la elutriación, es preciso considerar la velocidad terminal de las partículas. Según Wen y Hashinger [3.1], la velocidad terminal o velocidad límite de sedimentación, u_{ti} (m/s), para partículas esféricas elutriadas de tamaño i , se puede calcular utilizando la ley de Stokes o una modificación de ésta. Para partículas cuyo número de Reynolds de partícula sea menor de 2, se aplica la ley de Stokes:

$$(u_{ti})_{\text{esf.}} = \frac{g d_{pi}^2 (\rho_s - \rho_g)}{18 \mu} \quad (3.8)$$

Para partículas cuyo número de Reynolds de partícula sea mayor de 2, se aplica la ecuación de Stokes modificada:

$$(u_{ti})_{\text{esf.}} = \frac{0,153 g^{0,71} d_{pi}^{1,14} (\rho_s - \rho_g)^{0,71}}{\rho_g^{0,29} \mu^{0,43}} \quad (3.9)$$

siendo g la aceleración de la gravedad (m/s^2), d_{pi} el diámetro de las partículas finas (m), ρ_s y ρ_g las densidades del sólido y del gas respectivamente (kg/m^3) y μ la viscosidad del gas (kg/ms).

Para partículas no esféricas la expresión anterior fue corregida por Pettyjohn y Christiansen [3.17] teniendo en cuenta la esfericidad de las partículas, ϕ_s . Así, la expresión para partículas no esféricas es:

$$(u_{ti})_{no-esf.} = 0,843 \log\left(\frac{\phi_s}{0,065}\right) (u_{ti})_{esf.} \quad (3.10)$$

La esfericidad, ϕ_s , se define como:

$$\phi_s = \left(\frac{\text{superficie de una esfera}}{\text{superficie de una partícula}} \right)_{\text{ambas del mismo volumen}} \quad (3.11)$$

Según esta definición, $\phi_s = 1$ para partículas esféricas y $0 < \phi_s < 1$ para partículas de cualquier otra forma. Kunii y Levenspiel [3.18] han publicado valores de la esfericidad para diferentes partículas, aunque recomiendan que, siempre que sea posible, se determine experimentalmente siguiendo el siguiente procedimiento: primero se determina cuidadosamente la porosidad del lecho de partículas, y después se mide la caída de presión a través del lecho de partículas, a diferentes velocidades de flujo. Finalmente se insertan todas las propiedades del sistema en la ecuación de Ergun y se despeja el valor de ϕ_s que mejor se ajuste a los datos.

3.3. Teoría de diseño para bobinas electromagnéticas. [3.19]

Para el diseño de la bobina electromagnética que proporcionará el campo magnético necesario para la filtración, es preciso tener en cuenta las relaciones que existen entre el campo magnético, la corriente eléctrica que lo produce, la densidad de corriente y la potencia. Por otra parte, también se debe considerar la refrigeración y la geometría de la bobina.

3.3.1. Relaciones entre el campo magnético y la corriente eléctrica.

Se considerará como punto de partida el campo magnético creado por una espira elemental por la que circula una corriente I , tal como se muestra en la siguiente figura 3.1.

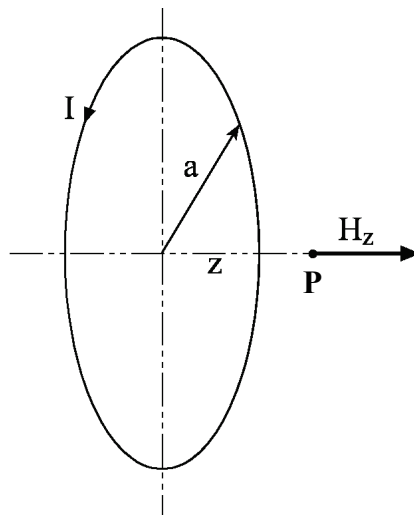


Figura 3.1. Esquema de una espira elemental.

El campo magnético generado en cualquier punto, **P**, situado en el eje de la espira puede escribirse como:

$$H_z(z,0) = \frac{I}{2} \frac{a^2}{(a^2 + z^2)^{3/2}} \quad (3.12)$$

siendo:

H = intensidad de campo magnético en Amperios por metro (A/m),

I = intensidad de corriente que circula por la espira en Amperios (A),

a = radio de la espira en metros (m),

z = distancia al punto **P** medida en el eje z desde el centro de la espira (m).

El campo magnético en el centro de la espira, **H₀** (A/m), se obtendrá cuando $z = 0$:

$$H_0 = \frac{I}{2} \cdot \frac{1}{a} \quad (3.13)$$

Sustituyendo la ecuación (3.13) en la ecuación (3.12), tenemos:

$$H_z(z,0) = H_0 \frac{a^3}{(a^2 + z^2)^{3/2}} \quad (3.14)$$

La ecuación (3.14) es la expresión utilizada para calcular el campo magnético en el punto **P** del eje de la espira, en función del campo magnético en el centro de la espira, **H₀**.

Supondremos que la espira es un elemento de una bobina más grande formada por elementos consecutivos (espiras) que podemos integrar.

Integrando la ecuación (3.12) para una bobina de una sola capa y varias espiras como se muestra en la figura 3.2, obtendremos el campo, H_0 , en el centro de dicha bobina:

$$H_0 = \frac{I' b}{2} \int_{-b}^b \frac{a^2}{(a^2 + z^2)^{3/2}} dz \quad (3.15)$$

siendo: $I' = \frac{NI}{2b}$, donde N es el número de elementos (espiras) y $2b$ la longitud total de la bobina.

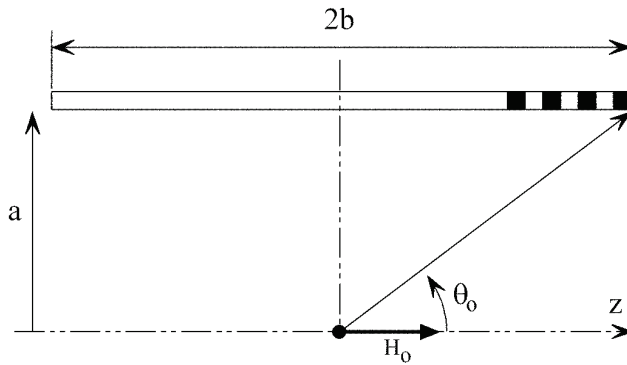


Figura 3.2. Esquema de una bobina de varias espiras y una sola capa.

Resolviendo la integral (3.15):

$$H_0 = \frac{I' \cdot b}{(a^2 + b^2)^{1/2}} \quad (3.16)$$

sabiendo que $\cos \theta_0 = \frac{b}{(a^2 + b^2)^{1/2}}$ y definiendo la relación $\beta = \frac{b}{a}$, tenemos:

$$H_0 = I' \cos \theta_0$$

$$H_0 = I' \frac{\beta}{(1 + \beta^2)^{1/2}} \quad (3.17)$$

Además, se puede integrar la expresión del campo magnético en el centro de una espira, H_0 , para un solenoide de espesor finito con una densidad de corriente uniforme, como se muestra en la figura 3.3. y se realiza a continuación:

La corriente por unidad de sección transversal se puede expresar por:

$$j\lambda = \frac{NI}{2b(a_2 - a_1)} \quad (3.18)$$

siendo $j \cdot \lambda$ la densidad de corriente total. Si j (A/m^2) es la densidad de corriente en el conductor y λ es un factor espacial, definido como:

$$\lambda = \frac{\text{sección activa del arrollamiento}}{\text{sección total del arrollamiento}}$$

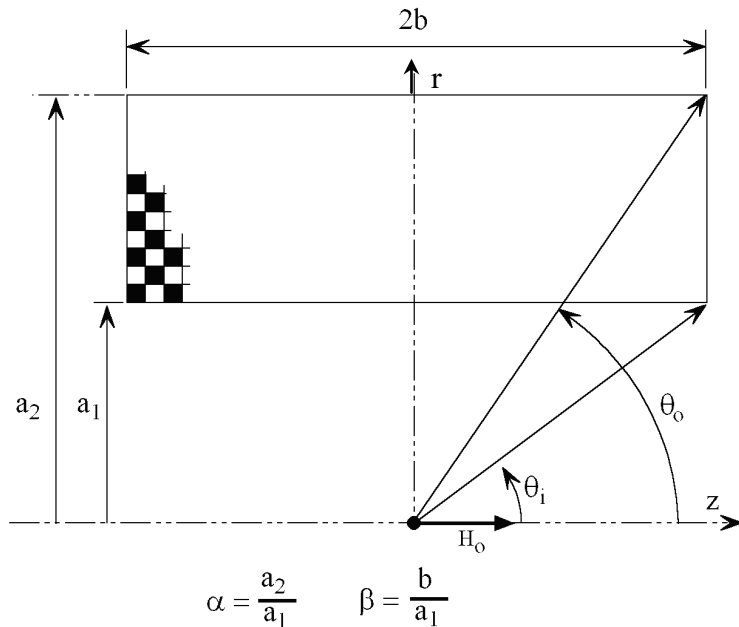


Figura 3.3. Esquema de una bobina o solenoide de espesor finito y densidad de corriente uniforme.

donde \mathbf{a}_1 y \mathbf{a}_2 son el radio interior y exterior del solenoide, respectivamente.

Para este solenoide de espesor finito se puede calcular el campo en el centro del solenoide con la integral:

$$H_0 = \frac{j\lambda}{2} \int_{a_1-b}^{a_2} \int_{-b}^b \frac{a^2}{(a^2 + z^2)^{3/2}} dz dr \quad (3.19)$$

El resultado de esta integral puede expresarse como un logaritmo neperiano o un seno hiperbólico, obteniendo:

$$H_0 = j\lambda b \cdot \ln \frac{a_2 + (a_2^2 + b^2)^{1/2}}{a_1 + (a_1^2 + b^2)^{1/2}} \quad \text{ó} \quad H_0 = j\lambda b \cdot \left(\sinh^{-1} \frac{a_2}{b} - \sinh^{-1} \frac{a_1}{b} \right)$$

Dividiendo en ambas expresiones por \mathbf{a}_1 , y considerando que las relaciones geométricas son: $\alpha = \frac{a_2}{a_1}$ y $\beta = \frac{b}{a_1}$, se obtiene:

$$H_0 = j\lambda a_1 \beta \cdot \ln \frac{\alpha + (\alpha^2 + \beta^2)^{1/2}}{1 + (1 + \beta^2)^{1/2}} \quad (3.20)$$

$$H_0 = j\lambda a_1 \beta \cdot \left(\sinh^{-1} \frac{\alpha}{\beta} - \sinh^{-1} \frac{1}{\beta} \right) \quad (3.21)$$

Los segundos miembros de las expresiones anteriores sólo dependen de las relaciones α y β , por tanto, son únicamente dependientes de la geometría de la bobina. Se puede definir un factor adimensional dependiente de la forma geométrica, que llamaremos “factor geométrico de campo”, $F(\alpha, \beta)$, expresado por:

$$F(\alpha, \beta) = \beta \cdot \ln \frac{\alpha + (\alpha^2 + \beta^2)^{1/2}}{1 + (1 + \beta^2)^{1/2}} \quad (3.22a)$$

$$F(\alpha, \beta) = \beta \cdot \left(\sinh^{-1} \frac{\alpha}{\beta} - \sinh^{-1} \frac{1}{\beta} \right) \quad (3.22b)$$

Sustituyendo los valores de $F(\alpha, \beta)$ y $\mathbf{j} \cdot \boldsymbol{\lambda}$ (ecuación 3.18) en las ecuaciones (3.20) y (3.21) obtendremos la expresión del campo magnético, H_0 , en función del número de espiras y de la intensidad de corriente que circula por las espiras. Esta expresión será útil para determinar el campo magnético, en función de la intensidad de corriente, de cualquier electroimán, solenoide o bobina, conociendo su número de espiras; así se obtiene:

$$H_0 = \frac{NI}{a_1} \frac{1}{2\beta(\alpha - 1)} F(\alpha, \beta) \quad (3.23)$$

Cuando se requiere una relación exacta entre el campo magnético y la densidad de corriente, se utilizan las ecuaciones (3.20) y (3.21). En ocasiones, cuando no se requiere mucha precisión, pueden utilizarse otras expresiones simplificadas. Por ejemplo, cuando el valor de α se aproxima a 1, podremos considerar la bobina casi como una lámina de corriente y emplear la ecuación (3.17) como tal, o expresándola en función de la densidad de corriente, \mathbf{j} :

$$H_0 = j\lambda a_1 \frac{\beta}{(1 + \beta^2)^{1/2}} (\alpha - 1) \quad (3.24)$$

Cuando β se aproxima a cero, por ejemplo en una bobina de varias capas y una sola espira por capa o en un disco delgado, la ecuación (3.20) se transforma en:

$$H_0 = j\lambda a_1 \beta \cdot \ln \alpha \quad (3.25)$$

3.3.2. Relaciones entre el campo magnético y la potencia.

En los electroimanes construidos con conductores resistivos, aquellos que no son superconductores, es fundamental conocer la cantidad de potencia requerida para generar un campo magnético dado.

Si consideramos la bobina esquematizada en la figura 3.3, podemos escribir la expresión de la potencia, W , para una sección transversal elemental e integrar a toda la bobina. Si consideramos que la densidad de corriente en el conductor, j , y la resistividad del conductor ρ ($\Omega \cdot m$) son constantes a lo largo de todo el volumen, podemos escribir:

$$W = \int dW = j^2 \rho \int d\mathcal{V} \quad (3.26)$$

siendo \mathcal{V} el volumen activo de conductor por el que puede circular la corriente eléctrica. Este volumen puede expresarse en función del volumen de la bobina como:

$$\mathcal{V} = \lambda N = \lambda (\pi a_2^2 - \pi a_1^2) \cdot 2b = \lambda a_1^3 2\pi\beta(\alpha^2 - 1) \quad (3.27)$$

Y sustituyendo esta expresión en la ecuación (3.26) tenemos:

$$W = j^2 \rho \lambda a_1^3 2\pi\beta(\alpha^2 - 1) \quad (3.28)$$

Despejando j :

$$j = \left[\frac{1}{2\pi\beta(\alpha^2 - 1)} \right]^{1/2} \left(\frac{W}{\rho \lambda a_1^3} \right)^{1/2} \quad (3.29)$$

En la ecuación (3.29) puede definirse un segundo factor adimensional dependiente de la geometría. A este factor lo llamaremos “factor J” o “factor de

densidad de corriente”, $J(\alpha, \beta)$, y relaciona la densidad de corriente en el conductor con la potencia total:

$$j = J(\alpha, \beta) \left(\frac{W}{\rho \lambda a_1^3} \right)^{1/2} \quad (3.30)$$

donde:

$$J(\alpha, \beta) = \left[\frac{1}{2\pi\beta(\alpha^2 - 1)} \right]^{1/2} \quad (3.31)$$

La densidad de corriente también puede expresarse en términos del campo magnético despejando de la ecuación (3.20) o (3.21):

$$j = \frac{H_0}{a_1 \lambda F(\alpha, \beta)} \quad (3.32)$$

En la expresión (3.32) vemos que para un campo dado, H_0 , la densidad de corriente aumenta a medida que disminuye el radio interior de la bobina, a_1 .

Partiendo de las expresiones del campo magnético en función de la densidad de corriente (3.20) o (3.21) y de la densidad de corriente en función de la potencia (3.29), podemos sustituir esta última dentro de la anterior para eliminar la densidad de corriente, obteniendo el campo magnético en función de la potencia eléctrica:

$$H_0 = \frac{F(\alpha, \beta)}{\left[2\pi\beta(\alpha^2 - 1) \right]^{1/2}} \left(\frac{W\lambda}{\rho a_1} \right)^{1/2} \quad (3.33)$$

También podemos agrupar todos los términos geométricos presentes en la ecuación (3.33) dentro de un único factor, $G(\alpha, \beta)$, comúnmente llamado “factor G” o “factor de Fabry”, y la expresión del campo en función de la potencia será:

$$H_0 = G(\alpha, \beta) \left(\frac{W\lambda}{\rho a_1} \right)^{1/2} \quad (3.34)$$

donde

$$G(\alpha, \beta) = \left[\frac{\beta}{2\pi(\alpha^2 - 1)} \right]^{1/2} \ln \frac{\alpha + (\alpha^2 + \beta^2)^{1/2}}{1 + (1 + \beta^2)^{1/2}} \quad (3.35a)$$

ó

$$G(\alpha, \beta) = \left[\frac{\beta}{2\pi(\alpha^2 - 1)} \right]^{1/2} \left(\sinh^{-1} \frac{\alpha}{\beta} - \sinh^{-1} \frac{1}{\beta} \right) \quad (3.35b)$$

Representando gráficamente el factor G frente a α y β , figura 3.4, para bobinas de densidad de corriente uniforme, se obtienen un conjunto de curvas de nivel para diferentes valores de $G(\alpha, \beta)$ constante. En esta representación puede observarse que $G(\alpha, \beta)$ presenta un máximo en $G = 0,143$ para valores de α y β cercanos a $\alpha = 3$ y $\beta = 2$. Este punto representa el valor óptimo para el cual la bobina generará el mayor campo magnético con un consumo mínimo de potencia.

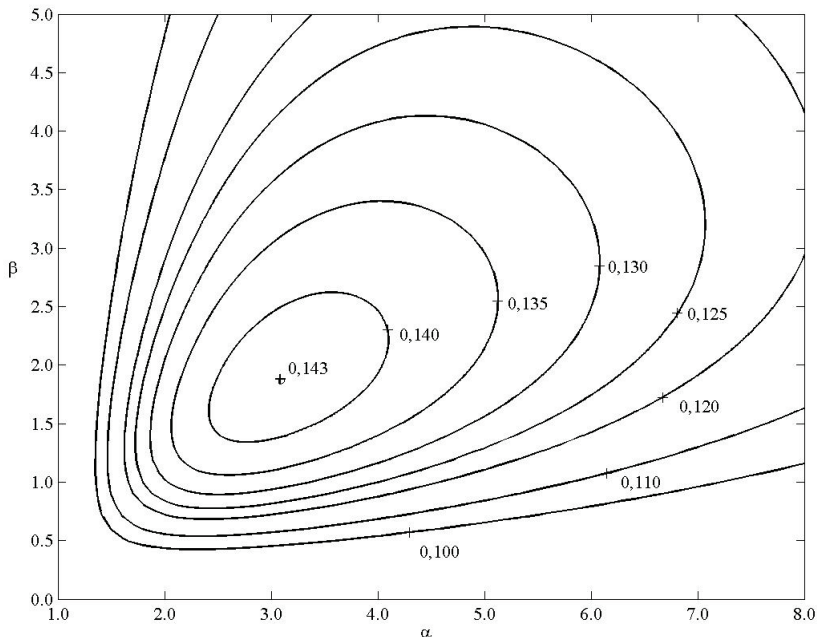


Figura 3.4. Curvas de nivel para distintos valores de $G(\alpha, \beta)$ frente a los parámetros geométricos α y β .

3.3.3. Relaciones entre resistencia eléctrica y número de espiras.

De la ecuación (3.34) podemos deducir que, dado un cierto valor de ρ/λ , el campo magnético que puede generarse en el interior de una bobina, sólo depende de la potencia y de la forma de la bobina. Esta potencia puede suministrarse a corriente elevada, pocas vueltas y bajo voltaje, o a baja corriente, muchas vueltas y alto voltaje. La elección depende del suministro de potencia y de consideraciones estructurales en la bobina. La ecuación (3.23) proporcionará el mismo resultado para cualquier valor de corriente siempre que se ajuste el número de espiras correspondiente.

El número de vueltas o espiras necesario para generar un campo magnético determinado, para un cierto valor de la intensidad de corriente, puede calcularse por la ecuación (3.23). El voltaje se obtiene mediante la ley de Ohm, $V = I \cdot R$, con R calculado de la siguiente ecuación:

$$R = \frac{\rho N^2 \pi D_{\text{medio}}}{A \lambda} \quad (3.36a)$$

donde A es la sección transversal de la bobina y $A \lambda$ es la sección activa del bobinado, así:

$$R = \frac{N^2 \rho}{\lambda a_1} \frac{\pi(\alpha + 1)}{2\beta(\alpha - 1)} \quad (3.36b)$$

Por otro lado, si para una potencia fija, con un voltaje y una corriente determinados, se quiere generar el máximo campo magnético posible, se deberá elegir una resistencia del bobinado que permita circular toda la potencia suministrada, así como elegir una forma de la bobina que maximice el factor G , y después calcular el número de espiras requerido despejando de la ecuación (3.36b):

$$N^2 = \frac{R\lambda a_1}{\rho} \frac{2\beta(\alpha - 1)}{\pi(\alpha + 1)} \quad (3.37)$$

La resistencia eléctrica de la bobina, para un número de espiras dado, es independiente de la forma de la sección del conductor, siempre que el factor espacial, λ , sea constante. Teniendo en cuenta que λ depende del espesor del aislamiento del conductor y del espacio libre entre las espiras conductoras, será difícil especificar su valor hasta que el tamaño del conductor sea conocido. Por lo tanto, para encontrar el valor apropiado de λ , se comenzará suponiendo un valor de λ para calcular el número de espiras, N , con la ecuación (3.37). Después, se divide la sección de la bobina, A , en N elementos cuadrados de lado x (cada uno contendrá un único conductor que ocupará una fracción λ de la sección transversal del elemento). A continuación, se elige una sección de conductor y de aislante cuya suma sea inferior a la sección del elemento. Se calcula una nueva λ dividiendo la sección del conductor, sin aislante, por la sección del elemento y , para considerar las pérdidas adicionales de espacio, debidas a imperfecciones en el bobinado o a los conductos refrigerantes, se toma un nuevo valor de λ ligeramente inferior al calculado. Este valor de λ se sustituye en la ecuación (3.37) y se repiten los cálculos anteriores hasta que los valores de N coincidan, lo que indicará que las dimensiones del conductor y el valor de λ encontrados son los apropiados.

3.3.4. Masa y volumen de la bobina.

El volumen de la bobina viene dado por la expresión:

$$V = a_1^3 2\pi\beta (\alpha^2 - 1) \quad (3.38)$$

y el peso de la bobina puede determinarse por la ecuación (3.38) multiplicando directamente por la densidad media o, si el conductor es el que contribuye principalmente al peso, por λ veces la densidad del conductor.

La longitud de conductor necesaria para construir la bobina, una vez decidido el número de espiras, será N (número de espiras) veces la circunferencia media. Esto es equivalente a multiplicar el volumen de la bobina por el número de espiras que hay por metro cuadrado, lo cual suele ser más útil:

$$\ell_{\text{total}} = nV = na_1^3 2\pi\beta(\alpha^2 - 1) \quad (3.39)$$

donde ℓ_{total} (m) es la longitud de conductor y n (espiras/m²) el número de espiras que hay en un metro cuadrado de sección transversal de la bobina, y viene dado por:

$$n = \frac{N}{a_1^2 2\beta(\alpha - 1)} \quad (3.40)$$

siendo N el número total de espiras de la bobina.

3.3.5. Refrigeración de la bobina.

Para la refrigeración de bobinas pueden utilizarse diferentes tipos de refrigerantes como agua, aceite, siliconas, nitrógeno líquido, etc. En los casos normales, para bajos voltajes y temperaturas poco elevadas, el agua es uno de los refrigerantes más efectivos y económicos, por lo que, siempre que el diseño de la bobina y el voltaje utilizado lo permitan, el agua será el refrigerante elegido.

A continuación, estudiaremos los cálculos para la refrigeración con agua.

Para una buena refrigeración debemos tener en cuenta tres consideraciones importantes:

- 1- El caudal de agua tiene que ser suficiente para limitar el aumento de temperatura del agua a la salida de la bobina.

- 2- La velocidad del fluido y la superficie de transmisión de calor han de ser lo suficientemente grandes para limitar la diferencia de temperatura a través de la capa límite entre el fluido y la superficie de refrigeración.
- 3- La resistencia a la transmisión de calor entre el conductor y la superficie de refrigeración tiene que ser lo más baja posible, para evitar un excesivo calentamiento del conductor.

El incremento de temperatura medio, que experimenta el fluido refrigerante, ΔT_b , puede calcularse dividiendo el calor retirado por el producto entre el caudal del fluido, la densidad y su calor específico. Para el caso del agua tendremos la expresión:

$$\Delta T_b = \frac{W}{4,186 \cdot 10^6 Q} \quad (3.41)$$

donde W = potencia, en vatios, y Q = caudal, en m^3/s

La temperatura en la superficie que transmite el calor al fluido puede obtenerse a partir del coeficiente de transmisión de calor, h , definido como:

$$h = \frac{w_s}{T_w - T_b} \quad (3.42)$$

siendo:

h = coeficiente de transmisión de calor por convección, en $W/m^2 \cdot ^\circ C$

w_s = flujo de calor, en W/m^2

T_w = temperatura de la superficie del conductor, en $^\circ C$

T_b = temperatura media del fluido, en $^\circ C$

El coeficiente de transmisión de calor en flujo turbulento para agua, a partir de la ecuación de Dittus-Boelter para el calentamiento de fluidos, puede expresarse de forma aproximada aplicando la siguiente correlación:

$$h = 1426 \cdot (1 + 1,5 \cdot 10^{-2} T_b) \frac{v^{0,8}}{d^{0,2}} \quad (3.43)$$

donde v = velocidad del fluido, en m/s

d = diámetro del conducto por donde circula el agua, en m

T_b = temperatura media del agua, en °C

Para estimar la máxima temperatura dentro del conductor, en el punto más alejado de la superficie de refrigeración, se necesita conocer el incremento de temperatura debido al gradiente térmico, a través del conductor y del aislante, entre el punto caliente y la superficie de refrigeración. Los cálculos exactos dependen de la geometría, pero puede hacerse una buena aproximación suponiendo el flujo de calor en una sola dirección. Entonces el aumento de temperatura en el conductor, sin considerar la capa aislante, es:

$$\Delta T_c = \frac{W_v l^2}{2k} \quad (3.44)$$

Siendo:

$\Delta T_c = T_c - T_w$, incremento de temperatura en el punto caliente, en °C

T_c = temperatura del conductor en el punto más caliente, en °C

T_w = temperatura en la superficie de refrigeración, en °C

l = distancia más corta del punto caliente a la superficie de refrigeración, en m

W_v = densidad de entrada de calor local, en W/m³

k = conductividad térmica del cobre (386 W/m·°C)

Si el calor debe pasar a través de una capa aislante antes de alcanzar la pared de refrigeración, debemos añadir el término:

$$\Delta T_i = \frac{w_s t}{k_b} \quad (3.45)$$

donde:

ΔT_i = incremento de temperatura entre la cara interna y externa del aislante, en °C

w_s = flujo de calor a través de la capa aislante, en W/m²

t = espesor de la capa aislante, en m

k_b = conductividad térmica del aislante, en W/m·°C.

La conductividad térmica de todos los aislantes es del orden de 1000 veces menor que la del cobre. Por esta razón todas las bobinas de alto rendimiento deben tener el refrigerante en contacto directo con el conductor, sin aislamiento en el camino del flujo de calor.

La temperatura de operación de una bobina está influenciada por los materiales elegidos para su construcción y por el campo magnético que la bobina generará por vatio de potencia consumido. Un calentamiento de la bobina conlleva un aumento de la resistividad y de la potencia requerida por A/m. Para conductores de cobre, la resistividad en función de la temperatura viene dada por la siguiente relación:

$$\rho_{T_c} = \rho_{20} [1 + \alpha_{20} (T_c - 20^\circ\text{C})] \quad (3.46)$$

donde:

ρ_{T_c} = resistividad del cobre a la temperatura del conductor T_c , en $\Omega \cdot m$

ρ_{20} = resistividad del cobre a 20 °C ($1,72 \cdot 10^{-8} \Omega \cdot m$)

α_{20} = factor de variación de la resistencia con la temperatura (0,41%/°C)

La refrigeración de la bobina puede realizarse utilizando conductores huecos por cuyo interior circula el fluido refrigerante o por medio de canales entre los conductores. Teniendo en cuenta las diferentes geometrías y los distintos materiales empleados en la construcción de un electroimán o bobina, para un buen diseño, también deben considerarse otros factores como:

- Pérdida de presión del fluido dentro de la bobina, ya que si es muy elevada el caudal de refrigeración será bajo y se producirá un incremento de la temperatura.

- En la refrigeración por canales pueden producirse caminos preferenciales en la circulación del fluido, provocando una disminución de su velocidad en algunos puntos y, por tanto, un aumento local de la temperatura.

- El material aislante entre las espiras no puede calentarse en exceso, dado que podría deteriorarse y causar un cortocircuito entre las espiras.

Aplicando la teoría anteriormente expuesta, se va a diseñar y construir una bobina electromagnética que proporcione un campo magnético elevado con el menor consumo de energía, y que funcione en régimen estacionario sin problemas de calentamiento, tal como se ha hecho en este trabajo y será expuesto posteriormente.

3.4. Modelo teórico de la filtración magnética.

Los modelos elementales para el estudio teórico de la filtración magnética se basan en la interacción entre un alambre ferromagnético y una pequeña partícula esférica paramagnética dentro de un campo magnético uniforme.

El primer modelo de trayectorias de partículas en Filtración Magnética de Gradiente Elevado (HGMF) fue publicado por Watson [3.20], teniendo en cuenta las fuerzas magnética y de arrastre que actúan sobre una partícula esférica paramagnética al aproximarse a un alambre cilíndrico ferromagnético. Lawson [3.21] amplió este modelo para incluir los efectos inerciales y gravitacionales. Gooding [3.22] aplicó el modelo de Lawson, incluyendo las condiciones apropiadas para la filtración magnética de partículas dentro de una corriente gaseosa. Otros autores como Luborsky [3.23], Cummings [3.24], Schewe [3.25], Badescu [3.26], Rotariu [3.27] también han empleado los modelos de Watson y Lawson en el estudio de la Filtración o Separación Magnética de Gradiente Elevado (HGMF y HGMS).

En este trabajo utilizaremos el modelo empleado por Gooding [3.22] por su similitud con nuestro sistema de filtración.

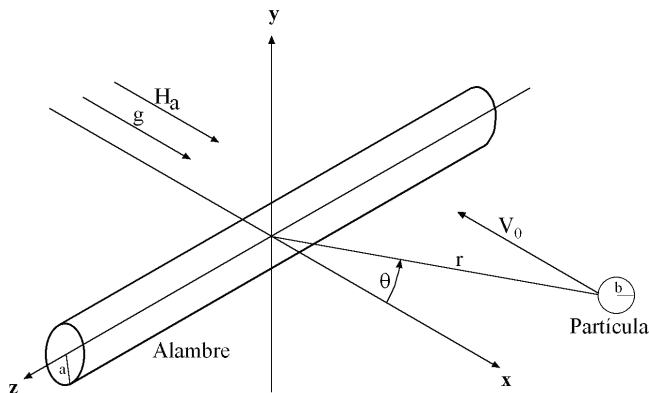


Figura 3.5. Modelo básico de la trayectoria de una partícula paramagnética al aproximarse a un alambre magnetizado.

Como elemento básico del filtro magnético consideraremos un alambre ferromagnético cilíndrico de radio a y magnetización de saturación M_s , orientado de tal forma que su eje z sea perpendicular al flujo del aire que arrastra la partícula que será retenida por el alambre, tal como se muestra en la figura 2.5. En esta figura V_0 es la velocidad del fluido aguas arriba del alambre, b es el radio de la partícula, r es la distancia desde el origen de coordenadas hasta la partícula (coordenada radial), θ es la coordenada angular, H_a el campo magnético aplicado y g la aceleración de la gravedad.

El objetivo de los cálculos teóricos del modelo consiste en determinar el radio de colisión del alambre, y_c , definido como la posición inicial de la partícula, respecto al eje y , cuya trayectoria límite toca el alambre y expresado de forma adimensional como $Y_c=y_c/a$, tal como se muestra en la figura 3.6. Para ello, se analizarán las trayectorias de las partículas paramagnéticas, en el seno de una corriente gaseosa, aproximándose a un alambre magnetizado bajo los efectos de las diferentes fuerzas que actúan sobre la partícula.

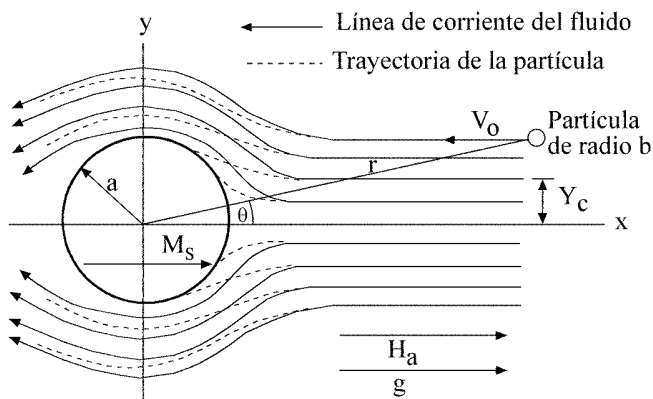


Figura 3.6. Sección transversal del modelo de aproximación de una partícula de radio b a un alambre ferromagnético de radio a .

Para el desarrollo del modelo se harán las siguientes consideraciones:

- El elemento fundamental de la filtración es un alambre ferromagnético de radio a y magnetización de saturación M_s , situado de forma perpendicular al flujo del fluido que arrastra las partículas y dentro de un campo magnético uniforme, H_a . El campo magnético deberá ser lo suficientemente elevado para conseguir la saturación del alambre y se aplicará en el sentido del eje x .
- Las partículas que interactúan con el alambre serán partículas paramagnéticas de susceptibilidad magnética χ , de geometría esférica con un volumen V_p y densidad ρ_p , distribuidas de forma uniforme en la corriente de gas, y se moverán a la misma velocidad (V_0) que el gas antes de llegar al alambre que actuará como un colector de partículas.
- La corriente de gas tendrá una viscosidad η y fluirá con una velocidad uniforme V_0 en sentido negativo del eje x .

3.4.1. Ecuaciones de movimiento.

Sobre la partícula actúan la fuerza magnética, la fuerza de arrastre debida a la viscosidad del fluido, la fuerza gravitacional debida al peso de la partícula y la fuerza inercial debida a la velocidad de la partícula en el seno del fluido. Haciendo un balance de estas fuerzas se obtiene la ecuación fundamental que rige el movimiento de la partícula:

$$m \cdot \vec{a} = \vec{F}_g + \vec{F}_d + \vec{F}_m \quad (3.47)$$

donde m es la masa de la partícula, \vec{a} es la aceleración, y \vec{F}_g , \vec{F}_d , \vec{F}_m son la fuerza gravitacional, de arrastre y magnética respectivamente.

3.4.1.1. Fuerza inercial.

Considerando la figura 3.5 y suponiendo que el alambre tiene una longitud infinita, la componente \mathbf{z} para cada término de la expresión anterior (3.47) es despreciable. Entonces, el término inercial; en coordenadas cilíndricas será según Gooding [3.22]:

$$m \cdot \bar{\mathbf{a}} = \left[m \frac{d^2 r}{dt^2} - m \cdot r \left(\frac{d\theta}{dt} \right)^2 \right] \hat{\mathbf{r}} + \left[m \cdot r \frac{d^2 \theta}{dt^2} + 2 m \frac{dr}{dt} \frac{d\theta}{dt} \right] \hat{\theta} \quad (3.48)$$

3.4.1.2. Fuerza Gravitacional.

La fuerza debida al peso de la partícula es $\rho_p \mathbf{V}_p \cdot \mathbf{g}$ y la fuerza de empuje es $\rho_f \mathbf{V}_p \cdot \mathbf{g}$, donde \mathbf{g} es la aceleración de la gravedad, ρ_f es la densidad del fluido y ρ_p es la densidad de la partícula. En el sentido del eje \mathbf{x} paralelo a \mathbf{g} , la fuerza gravitacional neta que actúa sobre la partícula, en coordenadas cilíndricas, vendrá dada por la expresión:

$$\bar{\mathbf{F}}_g = \left[m \cdot g \left(1 - \frac{\rho_f}{\rho_p} \right) \cos \theta \right] \hat{\mathbf{r}} - \left[m \cdot g \left(1 - \frac{\rho_f}{\rho_p} \right) \sin \theta \right] \hat{\theta} \quad (3.49)$$

3.4.1.3. Fuerza de Arrastre.

Suponiendo flujo potencial alrededor el alambre y que la fuerza sobre la partícula causada por la viscosidad del fluido viene dada por la ecuación de Stokes para una esfera, la fuerza de arrastre en coordenadas cilíndricas se expresará por:

$$\bar{\mathbf{F}}_d = 6\pi\eta b \left[-V_o \left(1 - \frac{a^2}{r^2} \right) \cos \theta - \frac{dr}{dt} \right] \hat{\mathbf{r}} + 6\pi\eta b \left[V_o \left(1 + \frac{a^2}{r^2} \right) \sin \theta - r \frac{d\theta}{dt} \right] \hat{\theta} \quad (3.50)$$

donde \mathbf{b} y \mathbf{a} son los radios de la partícula y del alambre, respectivamente, η es la viscosidad del fluido, y \mathbf{V}_0 es la velocidad del fluido aguas arriba y lejos del alambre. Las suposiciones de flujo potencial y fuerza de arrastre según Stokes se cumplirán al mismo tiempo si el radio de la partícula es mucho más pequeño que el radio del alambre, $\mathbf{b} \ll \mathbf{a}$.

3.4.1.4. Fuerza Magnética.

Considerando que el fluido tiene la permeabilidad magnética del vacío μ_0 , la partícula paramagnética tendrá una permeabilidad magnética $\mu = \mu_0(1 + \chi)$, siendo χ la susceptibilidad magnética de la partícula [3.28], definida como la relación entre la magnetización de un cuerpo paramagnético y el campo magnético dentro del cuerpo. Dicha susceptibilidad magnética, χ , nos da una medida del grado de imantación de un material paramagnético por efecto de un campo uniforme $\vec{\mathbf{H}}_0$.

La magnetización $\vec{\mathbf{M}}_p$ inducida en una esfera paramagnética de permeabilidad magnética μ por un campo magnético uniforme $\vec{\mathbf{H}}_0$ viene dada por la expresión [3.29]:

$$\vec{\mathbf{M}}_p = \chi \vec{\mathbf{H}}_0 \left(1 + \frac{\chi}{3}\right)^{-1} \quad (3.51)$$

El término entre paréntesis de la ecuación (3.51) es una corrección debida a que $\vec{\mathbf{H}}_0$ es el campo fuera de la esfera. Para facilitar los cálculos se define una susceptibilidad magnética efectiva, χ^* , como:

$$\chi^* = \chi \left(1 + \frac{\chi}{3}\right)^{-1} \quad (3.52)$$

Se supone que la partícula es lo suficientemente pequeña como para poder ser representada magnéticamente por un dipolo de momento \vec{m}_p . La relación entre su momento dipolar \vec{m}_p y su magnetización \vec{M}_p viene dada por la expresión:

$$\vec{m}_p = \vec{M}_p V_p \quad (3.53)$$

siendo V_p el volumen de la partícula.

Como es bien sabido, la fuerza magnética neta sobre un dipolo magnético es [3.30]:

$$\vec{F}_m = \mu_0 (\vec{m}_p \cdot \vec{\nabla}) \vec{H}_o \quad (3.54)$$

Sustituyendo las ecuaciones (3.52) y (3.53) dentro de la ecuación (3.54) obtenemos la expresión de la fuerza magnética que se ejerce sobre la esfera como:

$$\vec{F}_m = \mu_0 V_p \chi^* (\vec{H}_o \cdot \vec{\nabla}) \vec{H}_o \quad (3.55)$$

En un sistema de filtración magnética de gradiente elevado, tal como el representado en la figura 3.5, el campo magnético que rodea a la partícula viene determinado, en cualquier punto, por el campo magnético uniforme aplicado, \vec{H}_a , y por la contribución del alambre magnetizado. La determinación del campo magnético alrededor de un cilindro ferromagnético, \vec{H}_o , que está inmerso en un campo uniforme de fondo aplicado exteriormente, \vec{H}_a , es un problema de magnetostática clásica que ha sido resuelto por varios autores [3.20], [3.21].

Para la geometría mostrada en las figuras 3.5. y 3.6. Watson [3.20] propone resolver el problema utilizando funciones cilíndricas que satisfagan las ecuaciones de Laplace. Utilizando V_1 y V_2 para los potenciales magnéticos dentro y fuera del alambre se obtiene:

$$V_1 = r O \cos \theta \quad (3.56)$$

$$V_2 = -r H_a \cos \theta + \left(\frac{A}{r} \right) \cos \theta \quad (3.57)$$

siendo O y A dos constantes que debemos determinar aplicando las siguientes condiciones de contorno:

$$-\mu_o \frac{\partial V_1}{\partial r} + \mu_o M_s \cos \theta = -\mu_2 \frac{\partial V_2}{\partial r} \quad (3.58)$$

$$-\frac{1}{r} \frac{\partial V_1}{\partial \theta} = -\frac{1}{r} \frac{\partial V_2}{\partial \theta} \quad (3.59)$$

donde M_s es la magnetización del alambre, μ_o y μ_2 las permeabilidades magnéticas del vacío y del fluido. Sustituyendo en la ecuación (3.58) para $r = a$:

$$-\mu_o O \cos \theta + \mu_o M_s \cos \theta = -\mu_2 \left(-H_a \cos \theta - \frac{A}{a^2} \cos \theta \right)$$

simplificando $\cos \theta$ nos queda:

$$-\mu_o O + \mu_o M_s = \mu_2 H_a + \mu_2 \frac{A}{a^2} \quad (3.60)$$

La ecuación (2.59) para $r = a$ nos da:

$$-\frac{1}{a} [a O (-\sin \theta)] = -\frac{1}{a} \left[-a H_a (-\sin \theta) + \frac{A}{a} (-\sin \theta) \right]$$

simplificando y reordenando la expresión obtenemos:

$$\frac{A}{a^2} = O + H_a \quad (3.61)$$

Con esta expresión (3.61) sustituimos en la ecuación (3.60), dando:

$$-\mu_o O + \mu_o M_s = \mu_2 H_a + \mu_2 O + \mu_2 H_a$$

$$(\mu_2 + \mu_o)O = \mu_o M_s - 2\mu_2 H_a$$

$$O = \frac{\mu_o M_s - 2\mu_2 H_a}{\mu_2 + \mu_o} \quad (3.62)$$

Si despejamos ahora el valor de \mathbf{A} en la ecuación (3.61) y sustituimos, en la ecuación resultante, el valor de \mathbf{O} dado por la ecuación (3.62), se obtiene:

$$A = a^2(O + H_a) = \frac{\mu_o M_s a^2 - 2\mu_2 H_a a^2 + \mu_2 H_a a^2 + \mu_o H_a a^2}{\mu_2 + \mu_o}$$

$$A = \frac{\mu_o M_s a^2}{\mu_2 + \mu_o} - \frac{(\mu_2 - \mu_o)H_a a^2}{\mu_2 + \mu_o} \quad (3.63)$$

Si, como ya se dijo al principio, consideramos que la permeabilidad magnética del fluido es igual que la del vacío ($\mu_o = \mu_2$), sustituyendo en las ecuaciones (3.56) y (3.57) los valores de \mathbf{O} y \mathbf{A} expresados por las ecuaciones (3.62) y (3.63), los potenciales magnéticos quedaran expresados por:

$$V_1 = \left(-H_a + \frac{M_s}{2} \right) r \cos \theta \quad (3.64)$$

$$V_2 = -r H_a \cos \theta + \frac{M_s a^2}{2r} \cos \theta \quad (3.65)$$

El campo en el exterior del alambre, \vec{H}_o , viene dado por la expresión:

$$\vec{H}_o = -\vec{\nabla} V_2 \quad (3.66)$$

$$\vec{H}_o = -\frac{\partial}{\partial r} \left[-r H_a \cos \theta + \frac{M_s a^2}{2r} \cos \theta \right] \hat{r} - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial \theta} \left[-r H_a \cos \theta + \frac{M_s a^2}{2r} \cos \theta \right] \hat{\theta}$$

$$\vec{H}_o = \left[\frac{M_s a^2}{2r^2} \cos \theta + H_a \cos \theta \right] \hat{r} + \left[\frac{M_s a^2}{2r^2} \operatorname{sen} \theta - H_a \operatorname{sen} \theta \right] \hat{\theta} \quad (3.67)$$

A partir de la ecuación (3.55), y dada la relación matemática conocida $(\vec{H}_o \cdot \vec{\nabla})\vec{H}_o = \frac{1}{2}\vec{\nabla}(\vec{H}_o \cdot \vec{H}_o)$, se puede obtener la siguiente ecuación para la fuerza magnética sobre la partícula:

$$\vec{F}_m = \mu_0 V_p \chi^* (\vec{H}_o \cdot \vec{\nabla})\vec{H}_o = \frac{1}{2} \mu_0 V_p \chi^* \vec{\nabla}(\vec{H}_o \cdot \vec{H}_o) \quad (3.68)$$

Primero se calculará $(\vec{H}_o \cdot \vec{H}_o)$:

$$\begin{aligned} (\vec{H}_o \cdot \vec{H}_o) &= \frac{M_s^2 a^4}{4r^4} \cos^2 \theta + H_a^2 \cos^2 \theta + \frac{2M_s a^2}{2r^2} H_a \cos^2 \theta + \frac{M_s^2 a^4}{4r^4} \operatorname{sen}^2 \theta \\ &\quad + H_a^2 \operatorname{sen}^2 \theta - \frac{2M_s a^2}{2r^2} H_a \operatorname{sen}^2 \theta \\ &= \frac{M_s^2 a^4}{4r^4} (\cos^2 \theta + \operatorname{sen}^2 \theta) + H_a^2 (\cos^2 \theta + \operatorname{sen}^2 \theta) \\ &\quad + \frac{M_s a^2}{r^2} H_a (\cos^2 \theta - \operatorname{sen}^2 \theta) \\ (\vec{H}_o \cdot \vec{H}_o) &= \frac{M_s^2 a^4}{4r^4} + H_a^2 + \frac{M_s a^2}{r^2} H_a \cos 2\theta \end{aligned} \quad (3.69)$$

Partiendo de la ecuación (3.69) calculamos:

$$\begin{aligned}
 \vec{\nabla}(\vec{H}_o \cdot \vec{H}_o) &= \frac{\partial}{\partial r} (\vec{H}_o \cdot \vec{H}_o) \hat{r} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial \theta} (\vec{H}_o \cdot \vec{H}_o) \hat{\theta} \\
 &= \left[-\frac{4 M_s^2 a^4}{4 r^5} - \frac{2 M_s a^2}{r^3} H_a \cos 2\theta \right] \hat{r} + \frac{1}{r} \left[-\frac{2 M_s a^2}{r^2} H_a \sin 2\theta \right] \hat{\theta} \\
 &= \left[-\frac{M_s a^2}{r^3} \left(\frac{M_s a^2}{r^2} + 2 H_a \cos 2\theta \right) \right] \hat{r} + \left[-\frac{2 M_s a^2}{r^3} H_a \sin 2\theta \right] \hat{\theta} \quad (3.70)
 \end{aligned}$$

Finalmente, sustituyendo el valor de la ecuación (3.70) en la (3.68) obtenemos la ecuación de la fuerza magnética que actúa sobre la partícula y que se aplicará en el balance de fuerzas de la ecuación (3.47):

$$\vec{F}_m = \left[-\frac{\mu_0 V_p \chi * M_s a^2}{r^3} \left(\frac{M_s a^2}{2 r^2} + H_a \cos 2\theta \right) \right] \hat{r} + \left[-\frac{\mu_0 V_p \chi * M_s a^2 H_a \sin 2\theta}{r^3} \right] \hat{\theta} \quad (3.71)$$

3.4.1.5. Ecuaciones de movimiento y parámetros adimensionales.

Sustituyendo las ecuaciones (3.48), (3.49), (3.50) y (3.71) en la ecuación (3.47) obtenemos:

Para la componente r :

$$\begin{aligned}
 V_p Q_p \left[\frac{d^2 r}{dt^2} - r \left(\frac{d\theta}{dt} \right)^2 \right] \hat{r} &= \left\{ \left[V_p Q_p g \left(1 - \frac{Q_f}{Q_p} \right) \cos \theta \right] + 6\pi\eta b \left[-V_o \left(1 - \frac{a^2}{r^2} \right) \cos \theta - \frac{dr}{dt} \right] \right. \\
 &\quad \left. + \left[-\frac{\mu_0 V_p \chi * M_s a^2}{r^3} \left(\frac{M_s a^2}{2 r^2} + H_a \cos 2\theta \right) \right] \right\} \hat{r} \quad (3.72)
 \end{aligned}$$

Para la componente θ :

$$V_p Q_p \left[r \frac{d^2\theta}{dt^2} + 2 \frac{dr}{dt} \frac{d\theta}{dt} \right] \hat{\theta} = \left\{ \left[-V_p Q_p g \left(1 - \frac{Q_f}{Q_p} \right) \text{sen } \theta \right] + 6\pi\eta b \left[V_o \left(1 + \frac{a^2}{r^2} \right) \text{sen } \theta - r \frac{d\theta}{dt} \right] \right. \\ \left. + \left[-\frac{\mu_0 V_p \chi * M_s a^2 H_a \text{sen } 2\theta}{r^3} \right] \right\} \hat{\theta} \quad (3.73)$$

Con el fin de simplificar los resultados, será útil introducir algunas variables y parámetros adimensionales. Estos son:

Tiempo adimensional τ , definido como: $\tau = \frac{tV_o}{a} \quad (3.74)$

Vector de posición adimensional \mathbf{R} , definido por: $\mathbf{R} = \frac{r}{a} \quad (3.75)$

Y cuatro parámetros adimensionales definidos por las siguientes expresiones:

$$W = \frac{\mu_0 \chi * H_a^2}{\rho_p V_o^2} \quad (3.76)$$

$$A = \frac{M_s}{2H_a} \quad (3.77)$$

$$K = \frac{2b^2 \rho_p V_o}{9a\eta} \quad (3.78)$$

$$G = \frac{ag}{V_o^2} \left(1 - \frac{\rho_f}{\rho_p} \right) \quad (3.79)$$

Los parámetros \mathbf{W} y \mathbf{A} son debidos a las propiedades magnéticas del sistema, \mathbf{K} es el número de Stokes y nos proporciona una medida de las fuerzas viscosas, y \mathbf{G} es una medida de la fuerza gravitacional.

Sustituyendo los valores de estos parámetros en las ecuaciones (3.72) y (3.73) nos queda:

para la componente \mathbf{r} :

$$\frac{d^2R}{d\tau^2} - R \left(\frac{d\theta}{d\tau} \right)^2 = G \cos \theta - \frac{1}{K} \left[\left(1 - \frac{1}{R^2} \right) \cos \theta + \frac{dR}{d\tau} \right] - \frac{2WA}{R^3} \left(\frac{A}{R^2} + \cos 2\theta \right) \quad (3.80)$$

para la componente θ :

$$R \frac{d^2\theta}{d\tau^2} + 2 \frac{dR}{d\tau} \frac{d\theta}{d\tau} = -G \sin \theta + \frac{1}{K} \left[\left(1 + \frac{1}{R^2} \right) \sin \theta - R \frac{d\theta}{d\tau} \right] - \frac{2WA}{R^3} \sin 2\theta \quad (3.81)$$

Si definimos dos nuevas variables dependientes como, $\Gamma = \frac{dR}{d\tau}$ y $\Omega = \frac{d\theta}{d\tau}$, y las sustituimos en las ecuaciones (3.80) y (3.81) obtenemos un sistema de cuatro ecuaciones diferenciales de primer orden:

$$\frac{d\Gamma}{d\tau} = R\Omega^2 + G \cos \theta - \frac{1}{K} \left[\left(1 - \frac{1}{R^2} \right) \cos \theta + \Gamma \right] - \frac{2WA}{R^3} \left(\frac{A}{R^2} + \cos 2\theta \right) \quad (3.82)$$

$$\frac{d\Omega}{d\tau} = -\frac{2\Gamma\Omega}{R} - \frac{G}{R} \sin \theta + \frac{1}{RK} \left[\left(1 + \frac{1}{R^2} \right) \sin \theta - R\Omega \right] - \frac{2WA}{R^4} \sin 2\theta \quad (3.83)$$

$$\Gamma = \frac{dR}{d\tau} \quad (3.84)$$

$$\Omega = \frac{d\theta}{d\tau} \quad (3.85)$$

3.4.2. Método numérico

Este sistema de ecuaciones diferenciales puede resolverse por métodos numéricos. De esta manera, conseguiremos una simulación del movimiento de la partícula al aproximarse al alambre magnetizado. Para la resolución numérica fijaremos las siguientes condiciones iniciales de partida:

- a) La posición inicial de la partícula se encuentra determinada por las coordenadas cartesianas adimensionales $X_i = \frac{x_i}{a}$ e $Y_i = \frac{y_i}{a}$ para un tiempo adimensional $\tau = 0$, de tal forma que, según la figura 3.5, las coordenadas cilíndricas iniciales R_i y θ_i serán:

$$R_i = \left(X_i^2 + Y_i^2\right)^{\frac{1}{2}} \quad (3.86)$$

$$\theta_i = \arctan\left(\frac{Y_i}{X_i}\right) \quad (3.87)$$

- b) Las velocidades adimensionales iniciales, Γ_i y Ω_i , pueden obtenerse a partir de una forma simplificada de la ecuación (2.47), repitiendo todo el proceso anteriormente realizado para la obtención de las ecuaciones diferenciales (3.82) y (3.83), y suponiendo que, en la posición inicial, la partícula se encuentra lo suficientemente alejada del alambre para que el movimiento de la partícula en estado estacionario sea paralelo al eje x . Esto implica que las fuerzas magnéticas son despreciables y que el movimiento sólo se verá afectado por las fuerzas viscosas y gravitacionales. Así, puede obtenerse:

$$\Gamma_i = \frac{X_i}{R_i} (KG - 1) \quad (3.88)$$

$$\Omega_i = \frac{Y_i}{R_i^2} (1 - KG) \quad (3.89)$$

Especificando las coordenadas iniciales, X_i e Y_i , y los cuatro parámetros adimensionales, W , K , G , y A , anteriormente definidos, el modelo nos proporcionará la información necesaria para trazar la trayectoria de cada partícula. Para ello se empleará la subrutina ODE45, integrada dentro del programa informático MATLAB 6 R12, que utiliza el método Runge-Kutta para la resolución de ecuaciones diferenciales ordinarias. La finalidad de esta simulación será el determinar los radios adimensionales de colisión, Y_c , para las diferentes condiciones de operación. Posteriormente estos resultados podrán aplicarse para la determinación teórica de la eficacia de filtración de cada filtro magnético formado por mallas magnetizadas.

Para la simulación utilizaremos como fluido aire en condiciones normales, un alambre de hierro y partículas paramagnéticas de Fe_2O_3 , cuyas propiedades se resumen a continuación:

Fluido: Aire $\rho_f = 1 \text{ kg/m}^3$
 $\eta = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$
 $V_o = 0,5 \text{ m/s}$

Alambre: Hierro químicamente puro de radio $a = 4 \cdot 10^{-4} \text{ m}$

Partículas: Óxido férrico químicamente puro (Fe_2O_3)

$$\rho_p = 4800 \text{ kg/m}^3$$

$$\chi^* = 21,42 \cdot 10^{-2}$$

$$0,36 \text{ } \mu\text{m} < b < 35,47 \text{ } \mu\text{m}$$

El campo magnético aplicado H_a estará comprendido entre 0 y $4,03 \cdot 10^5$ A/m.

Con estas características obtendremos que los valores de los parámetros adimensionales estarán comprendidos entre los siguientes rangos:

$$G : 0,0078$$

$$W : 0 - 36,46$$

$$K: 0,0096 - 93,1934$$

el cuarto parámetro $A = \frac{M_s}{2H_a}$, es una medida de la relación existente entre el campo magnético inducido dentro del alambre y el campo magnético aplicado, H_a . Este parámetro, A , puede considerarse como un parámetro de proximidad al campo magnético, ya que su influencia sobre la trayectoria de la partícula solamente tiene importancia en las proximidades del alambre. La magnetización del alambre M_s , aumenta con el campo aplicado hasta la magnetización de saturación del material que forma el alambre cilíndrico de hierro.

Por debajo de esta magnetización de saturación, M_s , la magnetización de los alambres individuales en un filtro depende de la forma de los alambres, de su orientación con respecto al campo magnético aplicado y de la proximidad a otros alambres. Para determinar un valor medio característico del parámetro A podemos recurrir al análisis realizado por Lawson [3.21] para el caso de la magnetización lineal de un alambre homogéneo dentro de un campo externo. En este caso, la magnetización vendrá dada por:

$$M_s = \left[\frac{(\mu - \mu_o)}{\mu_o} \right] H_{in} \quad (3.90)$$

siendo μ la permeabilidad magnética del alambre, μ_o la permeabilidad magnética del vacío, y H_{in} el campo magnético en el interior del alambre cilíndrico magnetizado perpendicularmente a su eje.

H_{in} expresado en términos del campo magnético aplicado H_a viene dado, según Lawson [3.21], por:

$$H_{in} = \frac{2H_a\mu_o}{(\mu + \mu_o)} \quad (3.91)$$

Combinando las ecuaciones (3.90) y (3.91) obtenemos como resultado:

$$M_s = 2H_a \left(\frac{\mu - \mu_o}{\mu + \mu_o} \right) \quad (3.92)$$

En un material ferromagnético, tal como el alambre cilíndrico de este modelo, μ no es constante y depende tanto del campo magnético aplicado como de su "historia" de magnetización. Pero, por debajo de la saturación, μ es mucho más grande que μ_o pudiendo simplificar, de forma aproximada, la ecuación (3.92) a $M_s = 2H_a$, y sustituyendo en la ecuación (3.77), que define el parámetro A , podemos decir que para un alambre cilíndrico ideal $A = 1$.

En las figuras siguientes se pueden observar algunos de los resultados teóricos obtenidos a partir de la simulación matemática, para diferentes valores de W y K , con $G = 0,0078$ y $A = 1$:

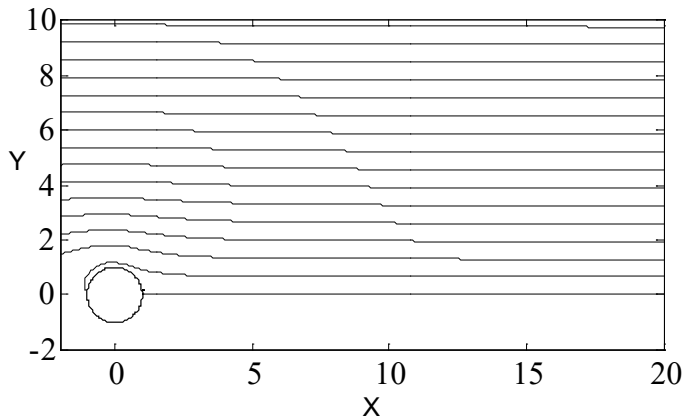


Figura 3.7. Trayectorias calculadas para $W=36,43$ ($H_a=4,03 \cdot 10^5$ A/m) y $K=0,0096$ ($b=0,36 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=0,65$

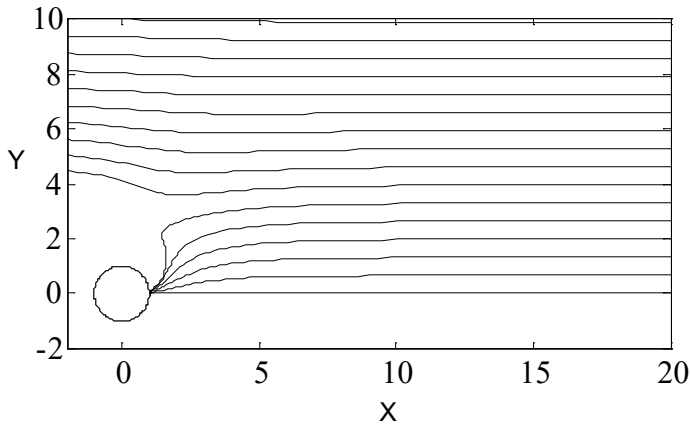


Figura 3.8. Trayectorias calculadas para $W=36,43$ ($H_a=4,03 \cdot 10^5$ A/m) y $K=0,3063$ ($b=2,03 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=3,30$

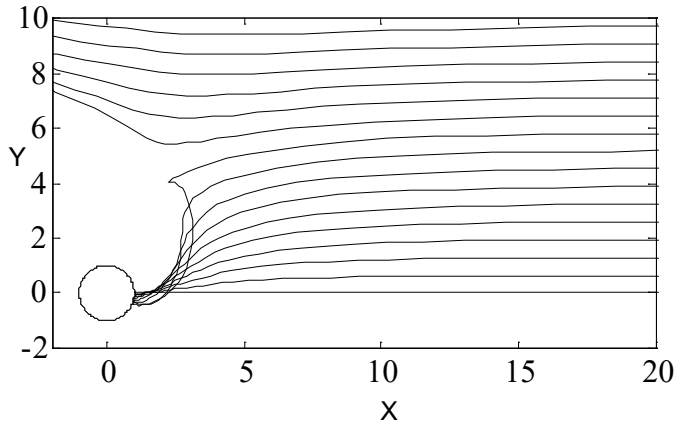


Figura 3.9. Trayectorias calculadas para $W=36,43$ ($H_a=4,03 \cdot 10^5$ A/m) y $K=1,7322$ ($b=4,84 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=5,85$

Comparando las figuras 3.7, 3.8 y 3.9 podemos observar que para un campo magnético aplicado, H_a , constante ($W = \text{Cte.}$), si éste presenta un valor elevado ($H_a = 4,03 \cdot 10^5$ A/m), el radio adimensional de colisión Y_c aumenta considerablemente a medida que se incrementa el número de Stokes, K . Teniendo en cuenta que el incremento de K únicamente es debido al aumento del diámetro de partícula, $2b$, podemos predecir que a medida que crece el radio de la partícula, b , la distancia efectiva Y_c , o radio adimensional de colisión, para capturar la partícula se hace mayor, y por tanto, será más sencillo retenerla sobre el alambre.

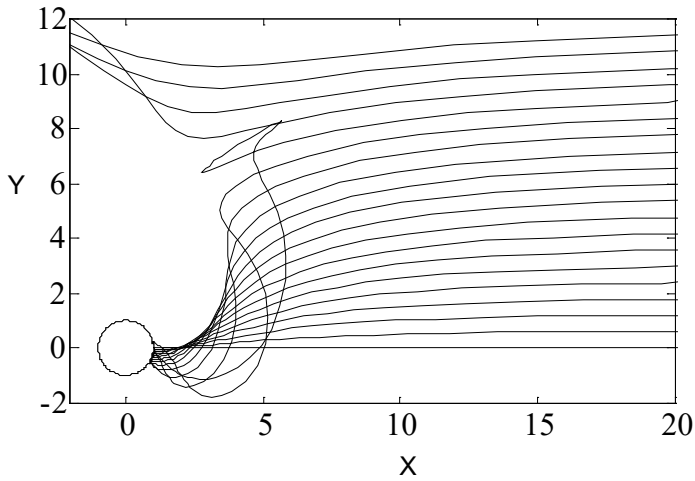


Figura 3.10. Trayectorias calculadas para $W=36,43$ ($H_a=4,03 \cdot 10^5$ A/m) y $K=9,7976$ ($b=11,5 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=9,30$

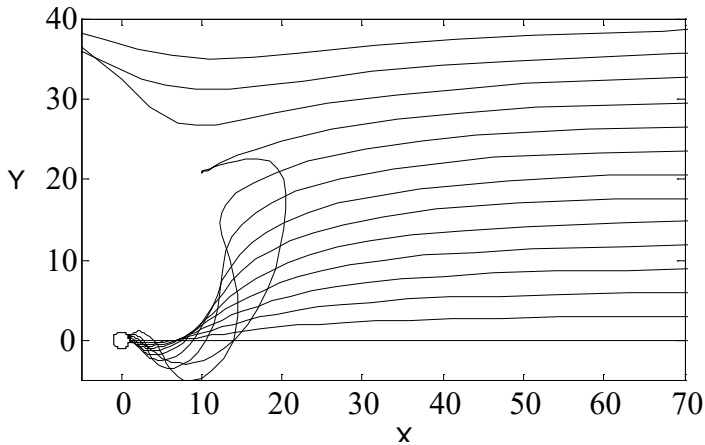


Figura 3.11. Trayectorias calculadas para $W=36,43$ ($H_a=4,03 \cdot 10^5$ A/m) y $K=93,1934$ ($b=35,5 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=30,30$

En las figuras 3.10 y 3.11, se observa un gran incremento del radio adimensional de colisión, Y_c , para radios de partícula relativamente grandes, $11,5 \mu\text{m}$ y $35,5 \mu\text{m}$ respectivamente. En la figura 3.11 se ha realizado un cambio de escala con la finalidad de poder apreciar con mayor detalle las trayectorias de las partículas y la distancia que separa el alambre de las primeras partículas que no son atrapadas.

Las figuras 3.12, 3.13, 3.14, 3.15 y 3.16, que se muestran a continuación, se realizaron en presencia de un campo magnético de menor intensidad ($H_a = 2,75 \cdot 10^5$ A/m), y podemos observar que también se produce un aumento del radio de colisión a medida que el radio de las partículas se hace mayor. Pero comparando estos radios adimensionales de colisión con los de las figuras anteriores, obtenidas con un campo magnético superior, se observa que son inferiores aproximadamente en un 30 %.

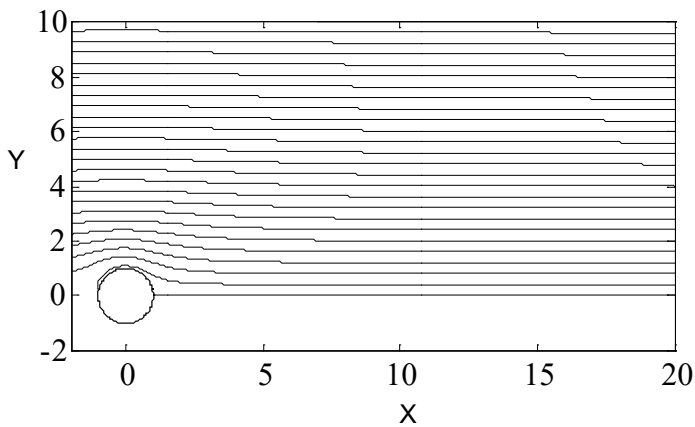


Figura 3.12. Trayectorias calculadas para $W=16,96$ ($H_a=2,75 \cdot 10^5$ A/m) y $K=0,0096$ ($b=0,36 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=0,40$

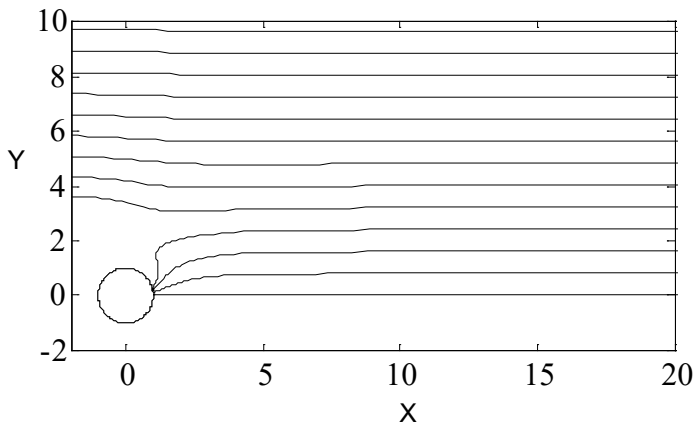


Figura 3.13. Trayectorias calculadas para $W=16,96$ ($H_a=2,75 \cdot 10^5$ A/m) y $K=0,3063$ ($b=2,03 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=2,40$

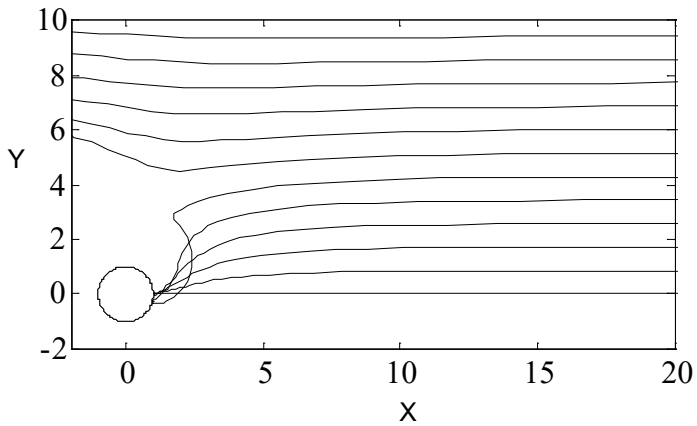


Figura 3.14. Trayectorias calculadas para $W=16,96$ ($H_a=2,75 \cdot 10^5$ A/m) y $K=1.7322$ ($b=4,84 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=4,30$

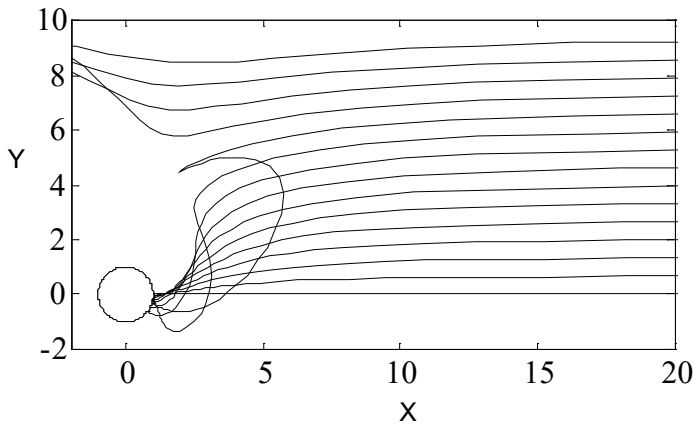


Figura 3.15. Trayectorias calculadas para $W=16,96$ ($H_a=2,75 \cdot 10^5$ A/m) y $K=9,7976$ ($b=11,5 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=6,70$

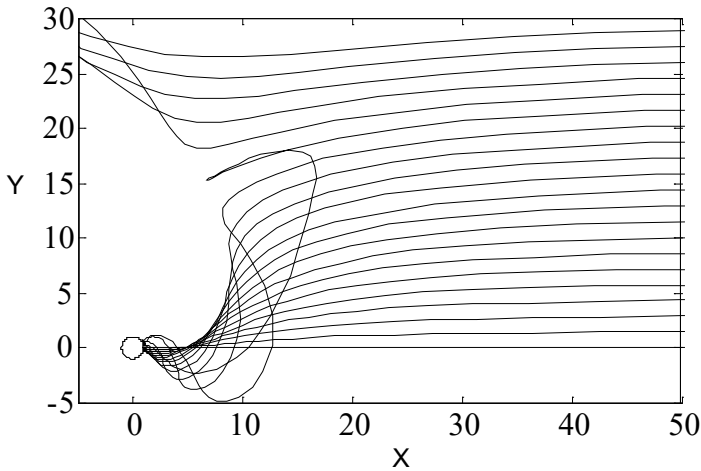


Figura 3.16. Trayectorias calculadas para $W=16,96$ ($H_a=2,75 \cdot 10^5$ A/m) y $K=93,1934$ ($b=35,5 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=22,20$

A continuación se muestra una nueva serie de figuras, 3.17, 3.18, 3.19, 3.20 y 3.21, realizadas para un campo magnético aplicado ($H_a = 1,36 \cdot 10^5$ A/m) inferior a los dos anteriores. Pudiéndose observar que al disminuir el valor de la intensidad del campo magnético los radios de colisión son mucho más pequeños en todos los casos, aunque Y_c aumenta a medida que se incrementa el número de Stokes, K .

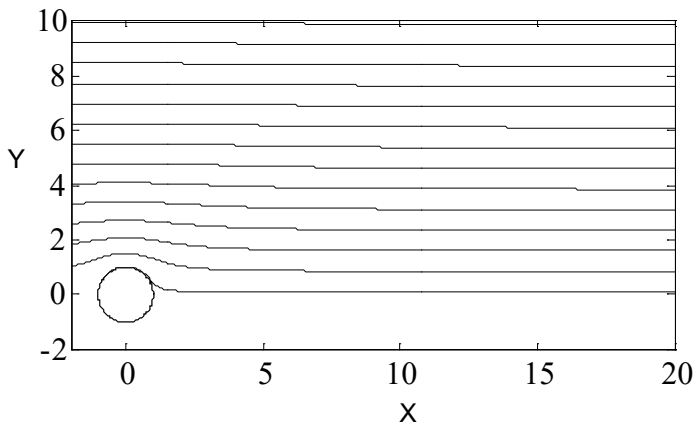


Figura 3.17. Trayectorias calculadas para $W=4,15$ ($H_a=1,36 \cdot 10^5$ A/m) y $K=0,0096$ ($b=0,36 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=0,10$

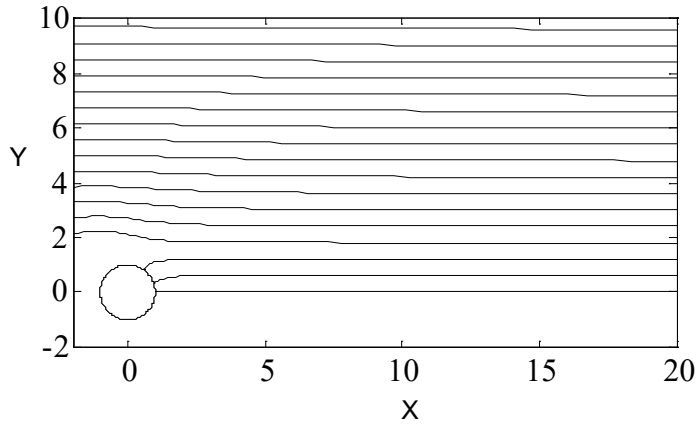


Figura 3.18. Trayectorias calculadas para $W=4,15$ ($H_a=1,36 \cdot 10^5$ A/m) y $K=0,3063$ ($b=2,03 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=1,20$

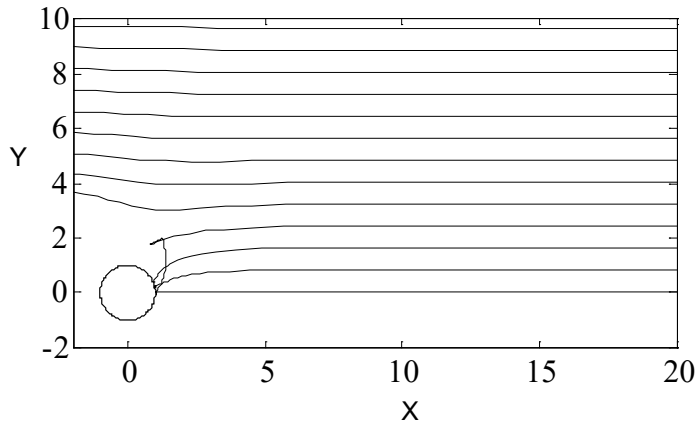


Figura 3.19. Trayectorias calculadas para $W=4,15$ ($H_a=1,36 \cdot 10^5$ A/m) y $K=1,7322$ ($b=4,84 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=2,45$

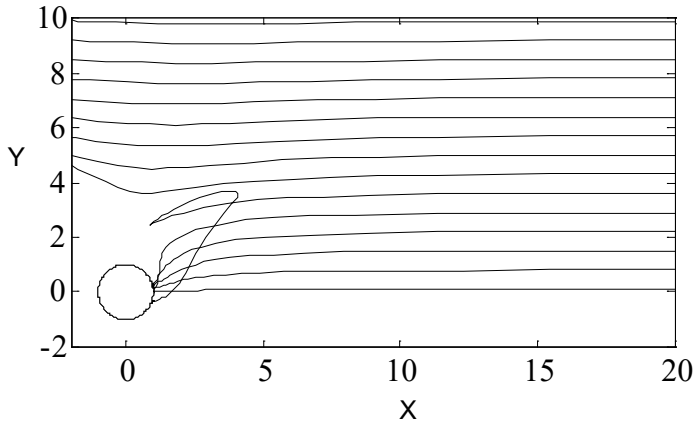


Figura 3.20. Trayectorias calculadas para $W=4,15$ ($H_a=1,36 \cdot 10^5$ A/m) y $K=9,7976$ ($b=11,5 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=3,60$

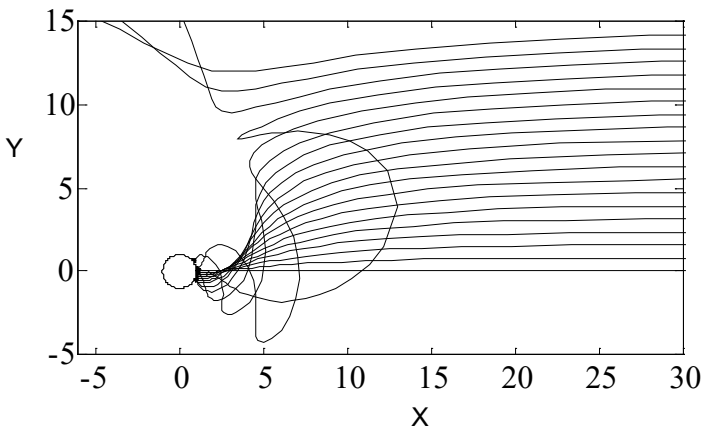


Figura 3.21. Trayectorias calculadas para $W=4,15$ ($H_a=1,36 \cdot 10^5$ A/m) y $K=93,1934$ ($b=35,5 \mu\text{m}$). Se obtiene un valor de $Y_c=12,05$

En las figuras anteriores se puede observar que para campos magnéticos relativamente bajos, como el utilizado en las figuras 3.17, 3.18, 3.19, 3.20 y 3.21, la capacidad de captura de partículas, por el alambre considerado, sólo será apreciable a partir de ciertos tamaños de partícula, que serán aquellos para los que el radio adimensional de colisión, Y_c , sea elevado.

La siguiente serie, figuras 3.22, 3.23, 3.24, 3.25 y 3.26, está realizada para el caso en que el campo magnético aplicado sea nulo. En estos casos el radio adimensional de colisión es nulo o muy pequeño para un gran número de tamaños de partícula. Sólo comienza a tener importancia cuando las fuerzas viscosas, relacionadas con el número de Stokes, \mathbf{K} , empiezan a ser considerables:

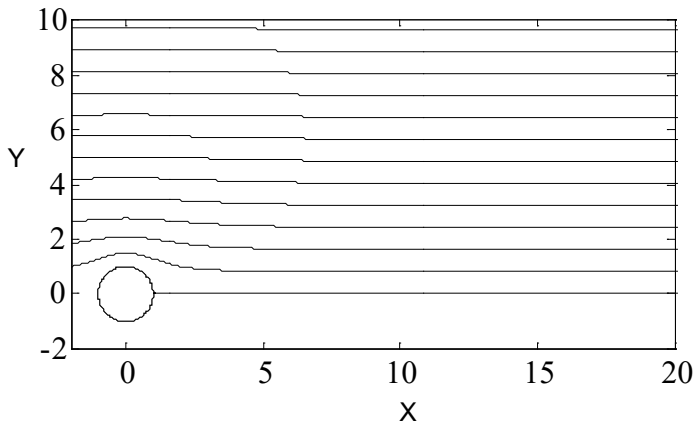


Figura 3.22. Trayectorias calculadas para $W=0,0$ ($H_a=0,0$ A/m) y $K=0,0096$ ($b=0,36$ μm). Se obtiene un valor de $Y_c=0,0$

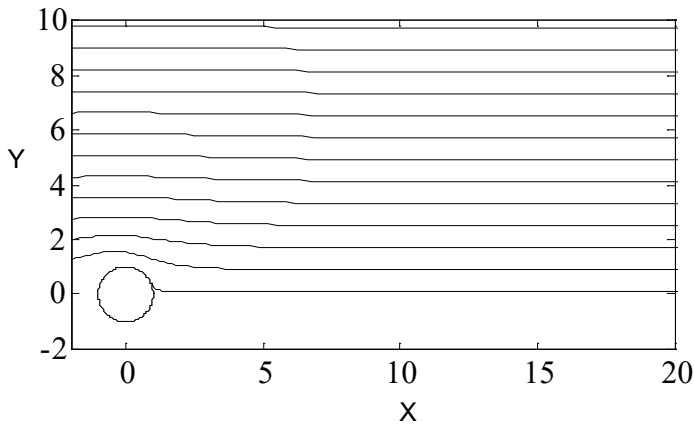


Figura 3.23. Trayectorias calculadas para $W=0,0$ ($H_a=0,0$ A/m) y $K=0,3063$ ($b=2,03$ μm). Se obtiene un valor de $Y_c=0,08$

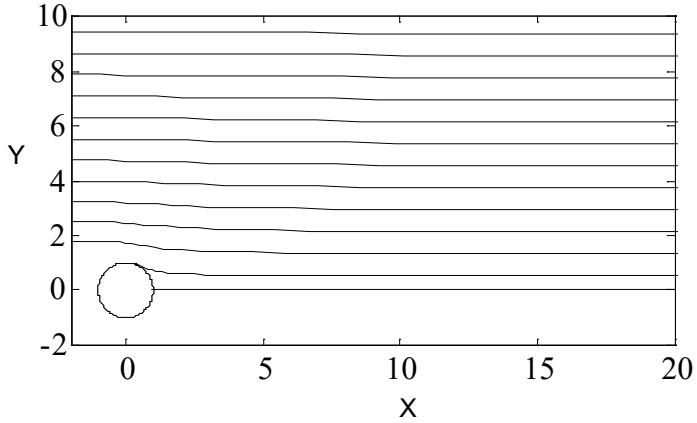


Figura 3.24. Trayectorias calculadas para $W=0,0$ ($H_a=0,0$ A/m) y $K=1.7322$ ($b=4,84$ μm). Se obtiene un valor de $Y_c=0,54$

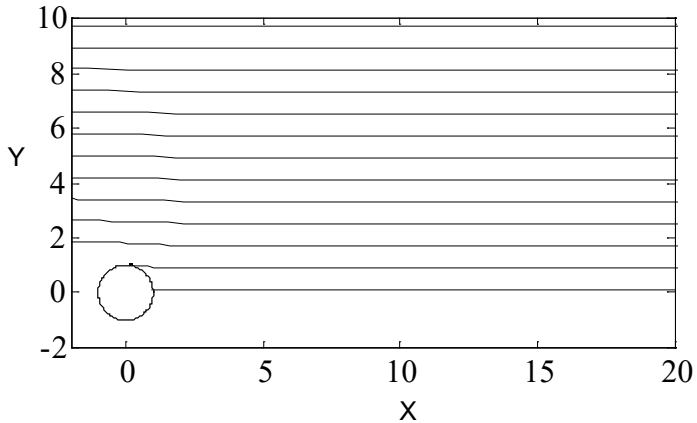


Figura 3.25. Trayectorias calculadas para $W=0,0$ ($H_a=0,0$ A/m) y $K=9.7976$ ($b=11,5$ μm). Se obtiene un valor de $Y_c=0,88$

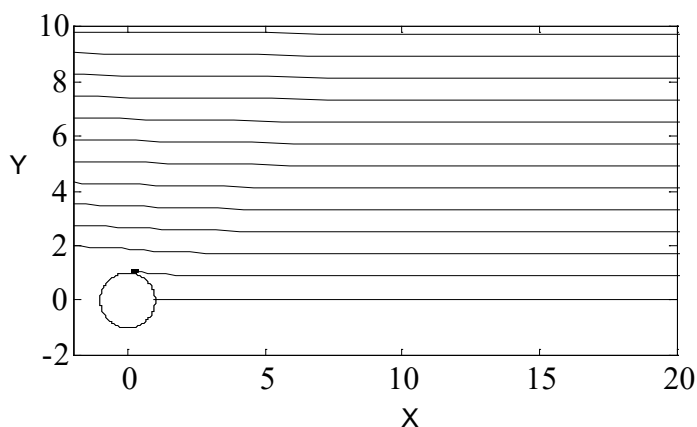


Figura 3.26. Trayectorias calculadas para $W=0,0$ ($H_a=0,0$ A/m) y $K=93,1934$ ($b=35,5$ μm). Se obtiene un valor de $Y_c=0,87$

3.4.3. Eficacia de filtración

Los resultados obtenidos de los radios adimensionales de colisión, Y_c , para un alambre, en el modelo de filtración magnética anteriormente desarrollado, pueden aplicarse para determinar la eficacia filtrante de un filtro magnético formado por parrillas constituidas por alambres cilíndricos ferromagnéticos, idénticos al considerado en el modelo anterior.

Se supone, como modelo de filtro, un sistema análogo a un reactor de flujo pistón, como se muestra en la figura 3.27, en el que realizaremos el correspondiente balance de materia a un elemento diferencial de dicho filtro e integraremos a lo largo de toda su longitud.

Tomamos como unidad de filtración un elemento de volumen de longitud diferencial, dx , y sección de área transversal S . A este elemento llega un gas con una velocidad lineal V_0 (m/s) y con una concentración inicial de partículas C (kg/m^3). A la salida del elemento de volumen considerado la velocidad del gas será V_0 y la concentración de partículas $C + dC$

Realizando un balance de materia para las partículas en el elemento diferencial se obtiene:

$$\left(\begin{array}{c} \text{flujo másico} \\ \text{de} \\ \text{entrada} \end{array} \right)_{\text{partículas}} = \left(\begin{array}{c} \text{flujo másico} \\ \text{de} \\ \text{salida} \end{array} \right)_{\text{partículas}} + \left(\begin{array}{c} \text{flujo másico} \\ \text{de} \\ \text{acumulación} \end{array} \right)_{\text{partículas}}$$

Sustituyendo tendremos:

$$C \cdot V_o \cdot S = (C + dC) \cdot V_o \cdot S + C \cdot V_o \cdot \left(\begin{array}{c} \text{Área efectiva} \\ \text{para retener partículas} \end{array} \right) \quad (3.93)$$

Operando y simplificando tenemos:

$$\left(\begin{array}{c} \text{Área efectiva} \\ \text{para retener partículas} \end{array} \right) = -\frac{SdC}{C} \quad (3.94)$$

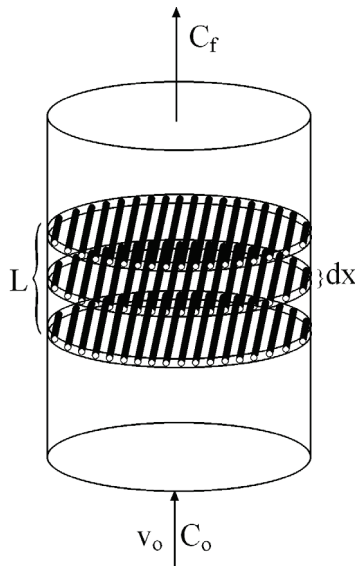


Figura 3.27. Esquema de filtro magnético de flujo pistón.

Por otra parte, para determinar el área efectiva capaz de retener partículas, consideraremos que el elemento diferencial contiene varios alambres de radio **a** y longitud media **h**.

$$\text{El volumen del elemento diferencial será:} \quad S \cdot dx \quad (3.95)$$

Y el volumen del elemento diferencial ocupado por alambres será:

$$V_{\text{alambres}} = FSdx \quad (3.96)$$

siendo **F** la fracción volumétrica de alambres en el elemento.

La longitud total de alambres en el elemento diferencial vendrá dada por:

$$\frac{V_{\text{alambres}}}{\text{Sección}_{\text{alambre}}} = \frac{FSdx}{\pi a^2} \quad (3.97)$$

El número de alambres de longitud media **h** que componen el elemento será:

$$n^{\circ}_{\text{alambres}} = \frac{FSdx}{\pi a^2 h} \quad (3.98)$$

Según la figura 3.6 un alambre de radio **a** y longitud **h** retendrá partículas que se encuentren en un área normal al flujo del fluido igual a:

$$A_{\text{captura alambre}} = 2haY_c \quad (3.99)$$

El área del elemento diferencial considerado que es efectiva para retener partículas se obtendrá multiplicando el área de captura de cada alambre por el número de alambres:

$$\left(\text{Área efectiva para retener partículas} \right) = A_{\text{captura alambre}} \cdot n^{\circ}_{\text{alambres}}$$

$$\left(\text{Área efectiva para retener partículas} \right) = 2haY_c \cdot \frac{FSdx}{\pi a^2 h} = \frac{2Y_c FSdx}{\pi a} \quad (3.100)$$

Igualando las expresiones (3.94) y (3.100) nos queda la ecuación del balance:

$$-\frac{SdC}{C} = \frac{2Y_c FSdx}{\pi a} \quad (3.101)$$

Conocida la ecuación del balance podemos integrar para un filtro de longitud L (m) al que llega un flujo de gas con una concentración inicial, C_o , de partículas de radio b y una concentración a la salida C_f :

$$\int_{C_o}^{C_f} \frac{dC}{C} = -\frac{2Y_c F}{\pi a} \int_0^L dx \quad (3.102)$$

Resolviendo la integral tenemos:

$$\ln \frac{C_f}{C_o} = -\frac{2Y_c FL}{\pi a} \quad (3.103)$$

donde:

$$\frac{C_f}{C_o} = \exp \left[-\frac{2Y_c FL}{\pi a} \right] \quad (3.104)$$

La eficacia de filtración, E_b , para partículas de radio b , podrá calcularse a través de la expresión:

$$E_b = 1 - \frac{C_f}{C_o} = 1 - \exp \left[-\frac{2Y_c FL}{\pi a} \right] \quad (3.105)$$

La influencia del radio de la partícula en la eficacia de filtración está implícita en el radio adimensional de colisión, Y_c , ya que para la determinación de

éste interviene el número de Stokes, \mathbf{K} , que es función del radio de partícula al cuadrado.

La ecuación (3.105), para el cálculo de la eficacia de filtración, supone que todas las partículas que chocan con el alambre quedan retenidas y que no hay interferencias magnéticas ni aerodinámicas entre los diferentes alambres que componen el filtro. Esta hipótesis presenta serios inconvenientes cuando la velocidad del aerosol es alta. En ausencia de campo magnético la partícula se aproxima al alambre bajo la influencia de fuerzas inerciales y viscosas. Cuando se golpea la superficie, las fuerzas de inercia se disipan; y en ausencia de efectos electrostáticos, solamente las fuerzas de van der Waals deben competir con las fuerzas viscosas para evitar el desprendimiento, y que la partícula se reincorpore a la corriente de aerosol. La importancia del arrastre se puede estimar mediante la construcción de un equilibrio de fuerzas para las partículas situadas en la superficie del alambre.

Gooding y Felder [3.22], a través de un balance de fuerzas, definen un radio crítico de colisión, θ_c ; para radios inferiores a θ_c las partículas quedaran atrapadas en el alambre y para radios superiores serán arrastradas. Estos autores concluyen que del número total de colisiones que se producen en los alambres de las parrillas, solamente una fracción *sen* θ_c corresponde a partículas atrapadas.

Teniendo en cuenta estas consideraciones y la ecuación (3.105), se redefine la eficacia como:

$$E_b = 1 - \frac{C_f}{C_o} = 1 - \exp\left[-\frac{2Y_c FL \text{sen} \theta_c}{\pi a}\right] \quad (3.106)$$

3.5. Tomas isocinéticas y determinación de las condiciones de operación.

3.5.1. Fundamentos del muestreo isocinético

Uno de los procedimientos de toma de muestra de un aerosol es la introducción de una sonda en el interior de la conducción por la que circula dicho aerosol. Cualquier método de toma de muestra debe asegurar que la porción recogida de muestra sea representativa de la que circula por el conducto principal. Para ello es necesario que el muestreo se realice en condiciones isocinéticas, con objeto de evitar errores de segregación a la entrada de la sonda.

Las condiciones de isocinetismo son dos: a) la punta o entrada de la sonda estará alineada paralelamente a las líneas de corriente del gas portador, y b) la velocidad del gas en el orificio de la boquilla aspiradora de la sonda será igual a la velocidad del gas en las proximidades de dicha boquilla. De este modo se evitarán cambios en la dirección y en la velocidad del gas a la entrada de la boquilla de muestreo y, por tanto, el falseamiento de las medidas.

Si la velocidad de aspiración es mayor que la velocidad en el conducto principal las partículas más pesadas no entran en la sonda, mientras que sí lo harán las más ligeras y el gas, con lo que la medida obtenida nos dará una concentración en partículas ligeras superior a la real. Por el contrario, si se aspira a velocidad inferior a la que circulan los gases por el conducto principal, una parte del gas y de las partículas más ligeras no entrarán en la sonda, mientras que sí lo harán las partículas más pesadas, por lo que se obtendrá una concentración de éstas mayor de la que les corresponde en realidad [2.31], [2.32], [2.33], [2.34].

Cuando el tamaño de las partículas es muy bajo ($< 10 \mu\text{m}$) el error cometido es muy pequeño aunque se trabaje fuera del isocinetismo, mientras que si el tamaño de las partículas es grande ($> 50 \mu\text{m}$), condiciones de 50% del isocinetismo pueden

producir errores por exceso en la determinación de la concentración de partículas de hasta el 100% [2.35].

Se acepta normalmente que, para que un ensayo sea válido, la desviación del isocinetismo no debe ser superior al 10%, es decir, que: $0,9 < \frac{u_{0\text{sonda}}}{u_{0\text{conducto principal}}} < 1,1$; siendo $u_{0\text{sonda}}$ la velocidad del gas en el conducto de la sonda y $u_{0\text{conducto principal}}$ la velocidad en el conducto principal.

Según las normas EPA y ANSI [3.36, 3.37], los sistemas de muestreo en condiciones isocinéticas deben tener unas determinadas características geométricas, tal y como se muestra en la figura 2.4.1, y situarse en el conducto principal de tal forma que la toma de muestras se realice en un punto que diste de la última perturbación al menos 8 diámetros del conducto principal aguas arriba, y al menos 2 diámetros aguas abajo, antes de la próxima perturbación.

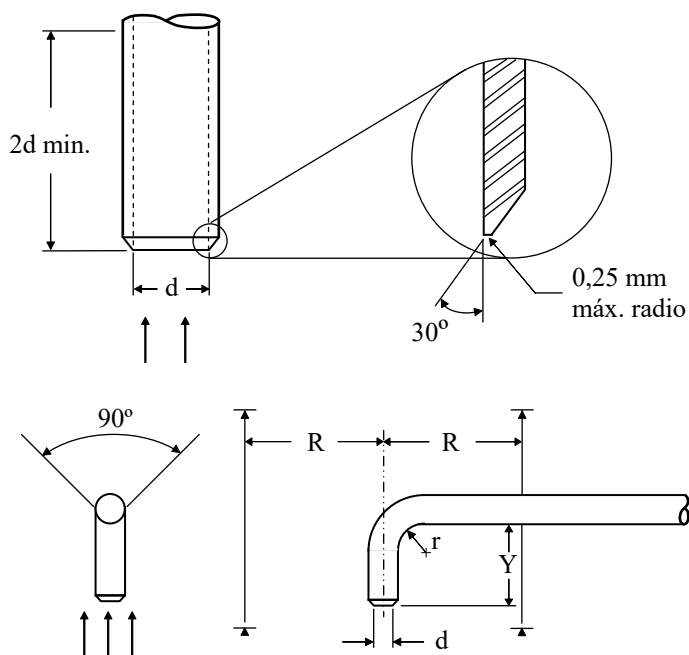


Figura 3.28. Dimensiones del dispositivo para la toma de muestras [2.37]

Un sistema de muestreo isocinético constará de un tubo captador de muestras (o "toma isocinética"), un filtro absoluto para la recolección de las partículas de la corriente de aire, un medidor del caudal de gas portador extraído de la corriente principal y un dispositivo medidor de la velocidad del gas portador en el punto donde se está tomando la muestra. La succión se lleva a cabo con una bomba de vacío, y su caudal es ajustado mediante una válvula, para mantener el isocinetismo. En algunos casos, la corrección de caudales según la velocidad en el conducto se ajusta automáticamente. Se ha de disponer, además, de un sistema de pesada o de análisis del filtro, que debe ser acondicionado antes y después del ensayo [3.38].

Como puede verse en la figura 3.28, la boquilla debe tener un borde externo agudo para así minimizar la interferencia entre las líneas de corriente y evitar la deposición de partículas en el borde de ataque. Por otra parte, las relaciones mínimas que deben cumplir las dimensiones son: $r = 2 \cdot d$; $y = 4 \cdot d$; $R = 6 \cdot d$, siendo d el diámetro interno de la boquilla de la toma de muestras y R el radio de la conducción principal.

El tiempo de muestreo está condicionado por el límite de detección de los instrumentos de medida, así como por la concentración de las partículas del aerosol muestreado. Por ejemplo, en el caso más sencillo, cuando el instrumento de medida es exclusivamente un filtro, el sistema deberá estar en funcionamiento un tiempo suficiente para que el depósito recogido pueda ser pesado con precisión en la balanza de que se disponga. Habitualmente, y antes de proceder al ensayo, se deben efectuar pruebas con los diferentes instrumentos para fijar el tiempo adecuado en las condiciones de trabajo que posteriormente se utilizan [3.39].

En ocasiones el muestreo no puede realizarse de modo totalmente isocinético. En estos casos se realiza pseudo-isocinéticamente, tomando una medida inicial de la velocidad en el conducto y suponiendo que el valor obtenido permanece invariable durante el período de muestreo. A este respecto es necesario señalar que, para partículas submicrónicas, velocidades en el tubo de muestreo

comprendidas entre 1/4 y 4 veces la correspondiente al isocinetismo no afectan al análisis [3.39].

3.5.2. Determinación del flujo de partículas captado por la toma isocinética.

Consideraremos una nube de partículas de densidad ρ_{p0} y velocidad u_{p0} , transportada por un gas de densidad ρ_{g0} y velocidad u_{g0} , en el exterior de un tubo de toma de muestras, cuya sección exterior es A_e y la interior A_i (figura 3.29). Por otra parte, ρ_{pi} y u_{pi} son la densidad y la velocidad de la nube de partículas, y ρ_g y u_g la densidad y la velocidad del gas portador, en el interior de ese tubo [3.40].

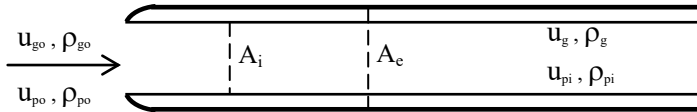


Figura 3.29. Toma isocinética de muestreo [2.41]

La masa de partículas que entra en el tubo de muestreo por la sección interior A_i en un tiempo Δt , viene dada por:

$$\rho_{p0} u_{p0} A_i \Delta t$$

Existe una fracción \mathfrak{S} de partículas que se sitúan en la sección $(A_e - A_i)$ que también entran en el tubo cuando $u_g < u_{g0}$:

$$\mathfrak{S} \rho_{p0} u_{p0} (A_e - A_i) \Delta t$$

Por tanto, la masa total, m_p , que entra en la toma en un tiempo Δt será:

$$m_p = \rho_{pi} u_{pi} A_e \Delta t = \rho_{p0} u_{p0} A_i \Delta t + \mathfrak{S} \rho_{p0} u_{p0} (A_e - A_i) \Delta t = \rho_{p0} u_{p0} [A_i (1 - \mathfrak{S}) + \mathfrak{S} A_e] \Delta t$$

Para condiciones isocinéticas, en las que $\mathbf{u}_g = \mathbf{u}_{g0}$: $\vartheta \rightarrow 1$.

$$m_p = \rho_{p0} u_{p0} A_e \Delta t \quad (3.106)$$

Por otra parte, la masa de partículas que pasa en un tiempo Δt por la conducción principal de sección interior S , será M_p :

$$M_p = \rho_{p0} u_{p0} S \Delta t \quad (3.107)$$

Y la masa en la conducción de muestreo:

$$m_p = \rho_{p0} u_{p0} k_u A_e \Delta t \quad (3.108)$$

siendo k_u la relación entre la velocidad máxima en el centro de la conducción principal, \mathbf{u}_{\max} , y la velocidad superficial media, \mathbf{u}_0 . Si consideramos que la \mathbf{u}_{p0} coincide con la velocidad superficial media del aerosol, \mathbf{u}_0 :

$$k_u = \frac{u_{\max}}{u_0} \quad (3.110)$$

Como se verá detalladamente en la parte experimental de este trabajo, midiendo la velocidad puntual del aerosol en la conducción principal se determinó que el perfil de velocidad en las condiciones de trabajo es plano, salvo en las zonas muy próximas a la pared del tubo de dicha conducción, en las que existe una pequeña disminución de la velocidad puntual. Es decir, el perfil de velocidad no es parabólico, por lo que podemos suponer sin demasiado error que la velocidad en el centro de la conducción, \mathbf{u}_{\max} en teoría, es igual a la velocidad superficial media, \mathbf{u}_0 , es decir, que el parámetro $k_u = 1$.

Según Albert [3.42], el porcentaje del flujo de partículas que pasa por la toma con respecto al flujo total, $\mathbf{B}_s(\%)$, viene dado por:

$$B_s (\%) = \frac{\rho_{p0} u_{p0} A_e}{\rho_{p0} u_{p0} S} 100 = \frac{A_e}{S} 100 \quad (3.111)$$

y la masa de partículas que pasa por la conducción principal en un tiempo Δt , M_p , en función de la que se introduce en la toma de muestras isocinética en un tiempo Δt , m_p , será:

$$M_p = \frac{1}{B_s (\%) \cdot 10^{-2}} m_p \quad (3.112)$$

Esta última expresión puede ser comprobada del siguiente modo:

Según Soo y colaboradores [3.40], la masa de partículas que pasa por la conducción principal en un tiempo Δt viene dada por la expresión (3.107).

Debido a que, justo en el exterior del tubo de muestreo la densidad y la velocidad de las partículas es la misma que en el interior, puesto que existe la misma presión y temperatura, y que además se deben tener condiciones de isocinetismo, la cantidad de partículas que pasa a la toma de muestreo en un tiempo Δt vendrá dada por la ecuación (3.106).

Sustituyendo en la ecuación (3.112) la (3.106) y la (3.107), tendremos:

$$\rho_{p0} u_{p0} S \Delta t = \frac{1}{B_s (\%) \cdot 10^{-2}} \rho_{p0} u_{p0} A_e \Delta t \quad (3.113)$$

Simplificando:

$$S = \frac{1}{B_s (\%) \cdot 10^{-2}} A_e \quad (3.114)$$

Despejando $B_s(\%)$:

$$B_s (\%) = \frac{A_e}{S} 100 \quad (3.115)$$

Expresión que se corresponde con la (3.111)

Referencias.

- [3.1] Wen, Ch., Hashinger, R., "Elutriation of solid particles from a dense-phase fluidized bed"; A.I.Ch. Journal, 6, nº 2 (1960), p. 220.
- [3.2] Lucas, A., Casal, J., "Cálculo y diseño de lechos fluidizados: Parte I", Ingeniería Química, Enero (1984), p. 135.
- [3.3] Leva, M., "Elutriation of fines from fluidized systems"; Chem. Eng. Progr., 47, nº 1 (1951), p. 39.
- [3.4] Osberg, G. L., Charlesworth, D. H., "Elutriation in a fluidized bed", Chem. Eng. Progr., 47, nº 11 (1951), p. 566.
- [3.5] Wen, C., Chen, L., "Fluidized Bed Freeboard Phenomena: Entrainment and Elutriation", AIChE Journal, 28, nº 1 (1982), p. 117.
- [3.6] Geldart, D., "Types of Gas Fluidization", Powder Technology, 38 (1973), p.285
- [3.7] Bénoni, D. y col., "A procedure to determine particle agglomeration in a fluidized bed and its effect on entrainment", Powder Technology, 78, (1994), p. 33.
- [3.8] Colakyan, M. Levenspiel, O., "Elutriation from Fluidized Beds", Powder Technology, 38, (1984), p. 223.
- [3.9] Kunii, D., Levenspiel, O., "Fluidization Engineering", Ed. Butterworth-Heinemann, 2th edition, Boston, U.S.A. (1991), p. 170-171.
- [3.10] Baeyens, J., Geldart, D., Wu, S. Y., "Elutriation of Fines from Gas Fluidized Beds of Geldart A-type Powders – Effect of Adding Superfines", Powder Technology, 71, (1992), p. 71.
- [3.11] Kunii, D., Levenspiel, O., "Fluidization Engineering", Ed. Butterworth - Heinemann, 2th edition, Boston, U.S.A. (1991), p. 178-179.

- [3.12] Colakyan, M., Catipovic, N., Jovanovic, G. and Fitzgerald, T., “Elutriation for a large particle Fluidized Bed with and without immersed heat transfer tubes”, *AIChE Symp. Ser.*, 77, (1981), p. 66.
- [3.13] Liu, Y. D., Kimura, S., “Fluidization and entrainment of difficult-to-fluidize fine powder mixed with easy-to-fluidize large particles”, *Powder Technology*, 75, (1993), p 189.
- [3.14] Santana, D., Rodríguez, J. M., Macías-Machín, A., “Modelling Fluidized bed elutriation of fine particles”, *Powder Technology*, 106, (1999), p. 110.
- [3.15] Henríquez, V., Lozano, A., Macías-Machín, A., *Proc. I International Symposium on Filtration and Separation*, Salamanca, España (1995), p. 98.
- [3.16] Santana, D., Henríquez, V., Macías-Machín, A., *Proc. II European Conference on Fluidization*, Bilbao, España (1996), p. 429.
- [3.17] Pettyjohn, E. S., Christiansen, E. B., “Effect of shape and density on the free settling rates of isometric particles”, *Chem. Eng. Prog.* 44 (1948), p. 157.
- [3.18] Kunii, D., Levenspiel, O., “Fluidization Engineering”, Ed. Butterworth - Heinemann, 2th edition, Boston, U.S.A. (1991), p. 67-68.
- [3.19] Montgomery, D. B., “Solenoid Magnet Design: The Magnetic and Mechanical Aspects of Resistive and Superconducting Systems”, Wiley - Interscience, New York (1969), p. 1-68.
- [3.20] Watson, J. H. P., “Magnetic Filtration”, *J. Appl. Phys.* 44, (1973), p. 4209.
- [3.21] Lawson, W. F., Simons W. H., Treat R. P., “The dynamics of a Particle Attracted by a Magnetized Wire”, *J. Appl. Phys.* 48, (1977), p. 3213.
- [3.22] Gooding C. H., Felder R. M., “High Gradient Magnetic Filtration of Fine Particles from a Gas Stream”, *AIChE Journal* , 27, n° 2 (1981), p. 202.

- [3.23] Luborsky, F. R., Drummond, B. J., “High Gradient Magnetic Separation: Theory Versus Experiment”, IEEE Trans. Magn., 11, nº 6 (1975), p. 1696.
- [3.24] Cummings, D. L., Himmelblau, D. A., Powers, G. J., “Capture of Small Paramagnetic Particles by Magnetic Forces from Low Speed Fluid Flows”, AIChE Journal, 22, nº 3 (1976), p. 569
- [3.25] Schewe, H., Takayasu, M., Friedlaender, F. J., “Observation of Particle Trajectories in an HGMS Single-Wire System”, IEEE Trans. Magn., 16, nº1 (1980), p. 149.
- [3.26] Badescu, V., Murariu, V., Rotariu, O., Rezlescu, N., “A Study of de Conditions of Maximun Filtration Efficiency for a HGMF – Axial Magnetic Filter Cell with Bounded Flow Field”, Magnetic and Electrical Separation, 8, (1996), p. 23.
- [3.27] Rotariu, O., Rezlescu, N., Murariu, V., Badescu, V., “Some Numerical and Experimental Results on a Magnetic Filtration (HGMF–Transversal) Cell with Bounded Flow Field”, Magnetic and Electrical Separation, 8, (1998), p. 209.
- [3.28] Plonus, M. A., “Electromagnetismo Aplicado”, Ed. Reverté, S.A., Barcelona (1992), p. 391.
- [3.29] Jackson, J. D., “Classical Electrodynamics”, John Wiley & Sons. Inc., New York (1975), p 198.
- [3.30] Jackson, J. D., "Classical Electrodynamics", John Wiley & Sons. Inc., New York (1975), p 185.
- [3.31] Allen, T. A., “Particle Size Measurement”, Ed. Chapman and Hall, London, UK, third edition (1981), p. 55.

- [3.32] Hinds, W.C., “Aerosol Technology: Properties, Behavior, and Measurement of Airborne Particles”, John Wiley and Sons, Inc., New York (1982), p. 187.
- [3.33] Plaza, V., “Fundamento del muestreo de emisiones en chimenea”, Tema 2 del curso Medida y Control de las Emisiones Atmosféricas en Procesos de Combustión, C.I.E.M.A.T., Madrid, Mayo (1996), p. 21-22.
- [3.34] Henríquez, V., “Filtración y recuperación de calor de gases calientes contaminantes”, Tesis Doctoral, Las Palmas de Gran Canaria (1996), p. 211.
- [3.35] Abadía, J., “Aseguramiento de calidad en medidas de emisión”, Tema 10 del curso Medida y Control de las Emisiones Atmosféricas en Procesos de Combustión, C.I.E.M.A.T., Madrid, Mayo (1996), p. 4.14.
- [3.36] Normas EPA, “Stationary Source Sampling Methods”, Method 1-A, 18 August (1977).
- [3.37] Normas ANSI/ASME PTC 38, “Determining the concentration of particulate matter in a gas stream”, American Society of Mechanical Engineers (eds), New York (1980), p. 47-48.
- [3.38] Rodríguez, J. M., “Estudio de un filtro granular inmovilizado magnéticamente para la eliminación de partículas sólidas en corrientes gaseosas calientes”, Tesis Doctoral, Salamanca (1995), p. A-4.
- [3.39] Rodríguez, J., “Validación de sistemas de retención de partículas”, Tema 23 del II Curso de Tecnología de partículas en procesos industriales y su influencia medioambiental, C.I.E.M.A.T., Madrid, Marzo (1998), p. 23.13.
- [3.40] Soo, S. L., Stukel, J. J., Hughes, J. M., “Measurement of mass flow and density of aerosols in transport”, Environmental Science & Technology, 3, nº 4 (1969), p. 387.

- [3.41] Rodríguez, J. M., “Estudio de un filtro granular inmovilizado magnéticamente para la eliminación de partículas sólidas en corrientes gaseosas calientes”, Tesis Doctoral, Salamanca (1995), p. D-1.
- [3.42] Albert, R. V., “Dust filtration with a magnetically stabilized fluidized bed”, Thesis, Syracuse University, May (1983), p. 2.9.

Capítulo 4

Instalación y Trabajo Experimental

Instalación y Trabajo Experimental

4.1. Introducción.....	117
4.2. Instalaciones utilizadas y Procedimiento experimental.....	117
4.2.1. Instalación utilizada para la determinación de las constantes de elutriación del óxido férrico.....	117
4.2.2. Instalación utilizada en la filtración magnética del óxido férrico. .	119
4.2.2.1. Descripción de la instalación.....	119
4.2.2.2. Descripción y características técnicas de los componentes de la instalación.....	121
4.2.2.3. Funciones de las partes de la instalación.....	125
4.2.3. Procedimiento experimental.....	128
4.3. Diseño y Construcción de los elementos de la instalación.....	132
4.3.1. Cálculo del distribuidor.....	132
4.3.1.1. Requerimientos de los distribuidores.....	132
4.3.1.2. Diseño del distribuidor.....	133
4.3.1.3. Cálculo del coeficiente de descarga del distribuidor.	137
4.3.2. Cálculo del ciclón.....	139
4.3.2.1. Requerimientos de los ciclones.....	139
4.3.2.2. Diseño del ciclón.....	141
4.3.3. Cálculo y construcción de la bobina electromagnética.....	145
4.3.3.1. Diseño de la bobina electromagnética.....	145
4.3.3.2. Construcción de la bobina electromagnética.....	154
4.3.4. Montaje de la instalación.....	161
Referencias.....	165

4.1. Introducción.

En este capítulo se describen las instalaciones y equipos utilizados en la toma de datos, las características de los diferentes elementos empleados en las instalaciones y el procedimiento experimental para llevar a cabo los diferentes experimentos de filtración.

Además se ha incluido el diseño y construcción de los elementos de la instalación que han sido realizados específicamente para esta investigación.

4.2. Instalaciones utilizadas y Procedimiento experimental.

4.2.1. Instalación utilizada para la determinación de las constantes de elutriación del óxido férrico.

La primera parte de este trabajo consistió en generar un aerosol de óxido férrico para alimentar el filtro magnético. El aerosol fue generado por elutriación del óxido férrico en un lecho fluidizado, utilizando aire como agente fluidizante.

En la figura 4.1. se encuentra el esquema de la instalación utilizada en la determinación de las constantes de elutriación, que coincide, con algunas modificaciones, con la primera parte de la instalación completa que se utilizó en los experimentos de filtración, y que será descrita en el apartado siguiente.

Como puede observarse, el aire procedente de un compresor (1) es desecado mediante gel de sílice (2) para mantener constante su humedad y disminuir la influencia de los cambios de humedad en la elutriación. Seguidamente la corriente de aire atraviesa un contador-totalizador de gas (3) que permite determinar con precisión el caudal volumétrico, llegando a continuación al distribuidor (4) que

soporta el lecho (5), fluidizando éste y arrastrando las partículas que serán elutriadas.

Las partículas elutriadas se canalizaron a través de un estrechamiento (6), un tubo de silicona con propiedades antiestáticas (para minimizar la adhesión de partículas en sus paredes interiores y reducir la posible carga estática), hasta un analizador de partículas (7) donde se obtuvo la correspondiente distribución de tamaño de éstas, para, a continuación, ser recogidas en filtros absolutos (8). Para evitar el aumento excesivo de presión en la línea, los filtros absolutos (8) se conectaron a una bomba de vacío (10) a través de un rotámetro (9) para medir el caudal. La presión y la temperatura se controlaron en los puntos (M y T) indicados en la figura 4.1.

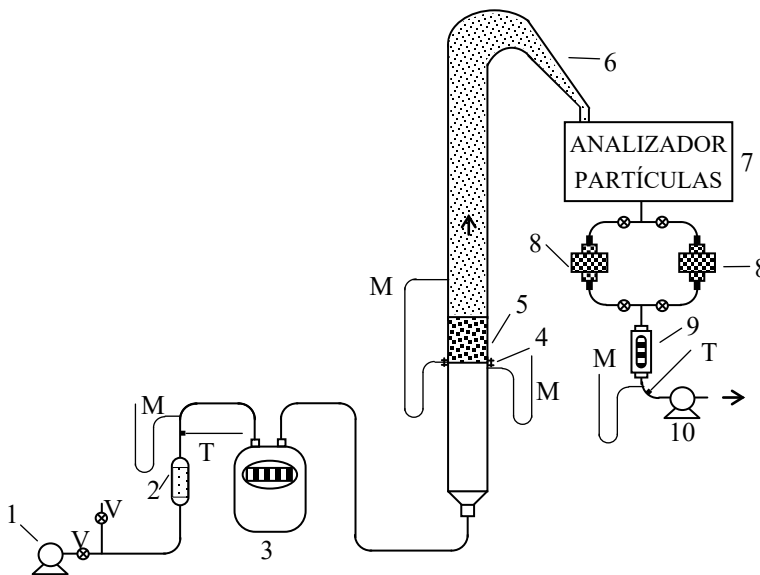


Figura 4.1. Esquema general de la instalación para la determinación de las constantes de elutriación: (1) compresor, (2) desecador de gel de sílice, (3) contador-totalizador de gas, (4) distribuidor, (5) lecho fluidizado, (6) conducto canalizador de partículas, (7) analizador de partículas, Microtrac SRA 150, (8) filtros absolutos, (9) rotámetro, (10) bomba de vacío. (M) manómetros, (T) termómetros y (V) válvulas para regular el caudal de aire.

4.2.2. Instalación utilizada en la filtración magnética del óxido férrico.

El propósito de este trabajo está encaminado al diseño y construcción de un filtro magnético capaz de retener partículas de óxido férrico transportadas por una corriente de gas. Para el estudio del funcionamiento de este filtro será fundamental realizar diferentes experimentos de filtración para determinar la variación de la eficacia filtrante con respecto a la intensidad del campo magnético aplicado, ya que éste genera la fuerza de atracción principal para la captura de las partículas de óxido férrico. También será necesario estudiar otros parámetros como la velocidad superficial del aerosol, tamaño de las partículas que lo componen, y la pérdida de presión a través del filtro.

La instalación utilizada para obtener los datos experimentales se ha diseñado y construido con el fin de poder cumplir todos y cada uno de los requisitos anteriores, y se compone de las siguientes partes claramente diferenciadas:

- Dispositivo para la formación del aerosol de óxido férrico
- Dispositivo para la separación de las partículas gruesas: ciclón
- Equipo de filtración magnética y toma de muestras
- Componentes y dispositivos auxiliares

4.2.2.1. Descripción de la instalación.

Un esquema de la instalación diseñada puede observarse en la figura 4.2. en la que se especifica cada una de sus partes:

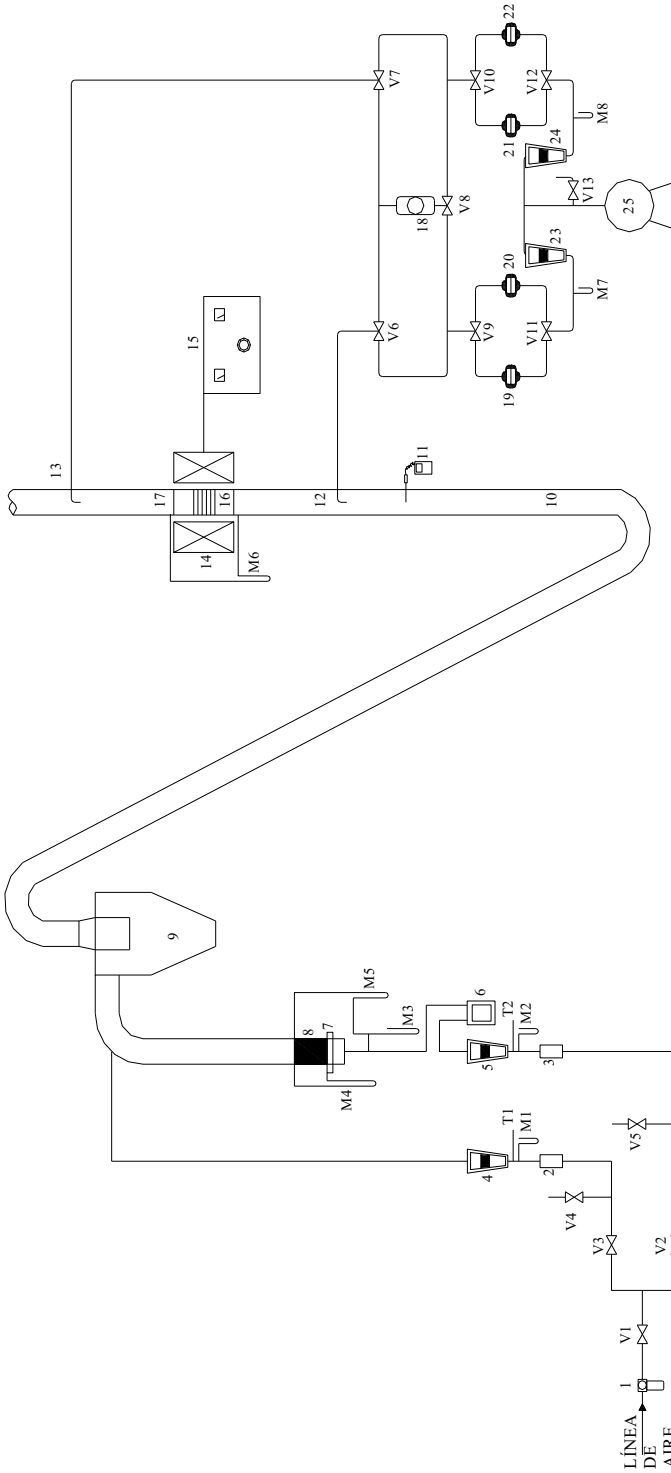


Figura 4.2. Esquema general de la instalación de filtración para la determinación de las eficacias filtrantes.

(1) manorreductor. (2, 3) desecadores de gel de sílice. (4, 5, 23, 24) rotámetros. (6) contador de gas. (7) distribuidor. (8) lecho de partículas de arena y óxido férrico. (9) ciclón. (10) conducto canalizador de partículas. (11) sonda térmica de velocidad. (12, 13) boquillas de muestreo. (14) bobina electromagnética. (15) fuente de alimentación. (16) parrillas filtrantes. (17) portaparrillas. (18) analizador de tamaños de partícula. (19, 20, 21, 22) filtros absolutos. (25) bomba de vacío. (V1..., V13) válvulas. (M1..., M8) manómetros. (T1, T2) termómetros.

4.2.2.2. Descripción y características técnicas de los componentes de la instalación.

Describimos a continuación los equipos y elementos utilizados en la experimentación, así como sus principales características técnicas:

- ◆ El aire utilizado en el proceso de generación del aerosol procede de la instalación general del laboratorio. El caudal suministrado es suficiente para la capacidad de la instalación y la presión máxima de entrada es de 6 bares. Para regular el caudal y la presión se instaló un manorreductor con vaso de decantación de aceite, marca “Atlas Copco”, a la entrada de la instalación. El caudal también se regula con ayuda de las válvulas (V1, V2, V3, V4 y V5) mostradas en la figura 4.2.
- ◆ Para desecar el aire se utilizaron dos cartuchos (2, 3) rellenos de gel de sílice, marca “Panreac”, en forma de gránulos de 3-6 mm de diámetro, con una capacidad máxima de absorción de agua del 22%.
- ◆ Los equipos utilizados para la medición de caudales fueron cuatro rotámetros, todos ellos de la marca “FISCHER & PORTER”:
 - Rotámetro (5) para la generación del aerosol, modelo 10A6131N ¼” y 15,5 NI/min ($2,58 \cdot 10^{-4}$ Nm³/s) de caudal máximo.
 - Rotámetro (4) para el aire suplementario, modelo 10A1197A 1”, con un caudal máximo de 18,94 Nm³/h ($5,26 \cdot 10^{-3}$ Nm³/s).
 - Dos rotámetros (23, 24) para la toma de muestras, con el fin de controlar el isocinetismo, modelo 10A6131D 1/8”, con 1,63 NI/min ($2,72 \cdot 10^{-5}$ Nm³/s) de caudal máximo.

La comprobación de los caudales especificados por el fabricante, para cada rotámetro, se realizó con un contador-totalizador de gas (6), modelo

- “Remus 3 G1.6”, de caudal mínimo $0,016 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ($4,44 \cdot 10^{-6} \text{ Nm}^3/\text{s}$) y caudal máximo $2,5 \text{ Nm}^3/\text{h}$ ($6,94 \cdot 10^{-4} \text{ Nm}^3/\text{s}$). Este contador también se utilizó para determinar la velocidad del aire a la entrada del lecho fluidizado.
- ◆ Los tubos utilizados para el lecho y el flujo del aerosol son de metacrilato de metilo transparente, con un diámetro interior de $0,044 \text{ m}$ y el exterior de $0,050 \text{ m}$.
 - ◆ El lecho para la generación del aerosol está soportado por un distribuidor de plato perforado (7), fabricado con una placa de metacrilato de $0,005 \text{ m}$ de espesor. El área que soporta el lecho corresponde a un círculo de $0,044 \text{ m}$ de diámetro en el cual se han realizado 37 orificios, de $0,001 \text{ m}$ de diámetro, distribuidos uniformemente, totalizando un área libre para el paso del gas de $1,91\%$. Así mismo, para evitar que las partículas del lecho penetrasen en los orificios del distribuidor, se colocó, sobre el distribuidor, una tela no tejida fabricada con fibras de poliimida. El lecho está constituido por esferas de vidrio tamizadas entre $149\text{-}177 \mu\text{m}$ y óxido férrico, reactivo químicamente puro, marca “Panreac”, tamizado a $63 \mu\text{m}$.
 - ◆ El ciclón (9) está construido en metacrilato de metilo, se utiliza para separar las partículas más gruesas elutriadas de las partículas finas que queremos filtrar. Fue diseñado y construido con un diámetro de corte de $15 \mu\text{m}$.
 - ◆ La sonda térmica de velocidad (11), marca “Testo term”, modelo “testo 490”, es un anemómetro de bola caliente que proporciona la velocidad y la temperatura local del gas. Presenta dos rangos de medida para la velocidad, uno entre $0 - 10 \text{ m/s} \pm 5\%$, y otro, de mayor precisión, entre $0 - 2 \text{ m/s} \pm 2,5\%$, con una resolución de visualización de $0,01$ unidades.
 - ◆ Las boquillas (12) y (13), para la toma de muestra del aerosol aguas arriba y aguas abajo del filtro (tomas isocinéticas), están construidas con tubo de vidrio, con un diámetro interior de $0,006 \text{ m}$ y el diámetro exterior de $0,008 \text{ m}$.

proporciona una potencia útil de 7000 W. La tensión en corriente continua se puede variar entre 0 y 35 V, y la intensidad de corriente entre 0 y 200 A.

- ◆ El analizador de tamaño de partícula (18), marca “Leeds & Northrup”, modelo Microtrac SRA150, mide los diámetros de partícula en el rango comprendido entre 0,700 μm y 704 μm .
- ◆ Los portafiltros (19), (20), (21) y (22) utilizados para soportar los filtros absolutos para las tomas de muestras son del tipo “HOLDER IN LINE”, de aluminio, con un diámetro de 47 mm. Los filtros donde se recogen las muestras de óxido son de fibra de vidrio, marca Pall, tipo A/E 47 mm, con un tamaño de poro nominal de 0,5 μm .
- ◆ La bomba de vacío (25) que es utilizada para disminuir la presión en la línea, así como para conseguir las condiciones de isocinetismo en las tomas de muestra del aerosol es de la marca ÖL-ROTATIONS-VAKUUMPUMPE del tipo RE-3 con un caudal máximo de salida de 3,5 Nm^3/h .
- ◆ Las válvulas (V1,... V5) se utilizan para regular los caudales de aire y son del tipo de bola de dos vías. Las válvulas (V6,... V12) que se utilizan para desviar la corriente del aerosol captada por las tomas, hasta los filtros absolutos correspondientes, son del tipo de bola de tres vías.
- ◆ La temperatura del aire a la entrada de la instalación se mide con los termómetros (T1) y (T2) en los puntos correspondientes mostrados en la anterior figura 4.2. La temperatura del aerosol a la entrada del filtro nos la proporciona la sonda térmica de velocidad (11).
- ◆ Los manómetros (M1, M2, M3, M4, M5, M6, M7 y M8), para medir las diferentes presiones y caídas de presión en la instalación, están contruidos con tubo de vidrio de 0,008 m de diámetro interno y como líquidos manométricos contienen mercurio o agua, dependiendo del intervalo de presiones que se vayan a medir.

- ◆ El campo magnético, generado por la bobina electromagnética anteriormente descrita, se midió en varios puntos del interior de la bobina con un gaussímetro de la marca WALQUER SCIENTIFIC INC, modelo MG.7D. Este instrumento dispone de una sonda axial para medir campos paralelos a la sonda y de una sonda transversal para medir campos perpendiculares a la sonda.
- ◆ El voltaje y la intensidad de corriente suministradas por la fuente de CC a la bobina, así como la resistencia eléctrica de ésta, se midió con un polímetro marca Fluke, modelo Fluke 92 ScopeMeter, con sus correspondientes sondas de medida. La intensidad de corriente, cuando la bobina estaba conectada, se midió con una pinza amperimétrica de la marca HT-ITALIA, modelo HT75 Digiclamp.

4.2.2.3. Funciones de las partes de la instalación

Se describirá a continuación la función que realiza en la instalación cada una de las partes vistas anteriormente. Ya se ha mencionado que son cuatro partes diferenciadas:

A) Dispositivo para la formación del aerosol de óxido férrico.

Siguiendo el esquema de la anterior figura 4.2. se observa que el aire procedente de la línea general del laboratorio pasa a través del manorreductor (1), se bifurca en dos corrientes que son reguladas por las válvulas V2, V3, V4 y V5. La primera corriente atraviesa el desecador de gel de sílice (2), el rotámetro (4) y se une a la segunda corriente en la entrada del ciclón (9). La segunda corriente atraviesa el desecador (3), el rotámetro (5) y el contador de gas (6). Esta corriente se utiliza para fluidizar el lecho (8) y generar el aerosol de óxido férrico. El lecho, soportado por el distribuidor (7), está constituido por una mezcla de partículas esféricas de vidrio y óxido férrico. Los gránulos de vidrio son de un tamaño (149-177 μm) muy superior al de las partículas de óxido férrico (<63 μm), de tal forma

que mientras que el óxido es elutriado, los gránulos de vidrio sólo se fluidizan. El frotamiento de las partículas fluidizadas facilita la ruptura de los aglomerados de óxido férrico consiguiendo una elutriación más homogénea de partículas pequeñas.

La cantidad de óxido de hierro añadida al lecho fue siempre superior al 5% en peso, según lo indicado por Osberg y Charlesworth [4.1], para que no afecte a los valores de las constantes de elutriación.

La corriente de óxido férrico elutriado se une a la primera corriente en la entrada del ciclón (9), aumentando la velocidad del gas y disminuyendo la concentración de partículas en el aerosol.

B) Dispositivo para la separación de las partículas gruesas: ciclón.

El ciclón (9) ha sido diseñado siguiendo los métodos propuestos por la bibliografía [4.2, 4.3, 4.4, 4.5] y se ha calculado para un diámetro de corte de $d_{50} = 15 \mu\text{m}$. El diámetro de corte se ha calculado con la expresión [4.2, 4.3]:

$$d_{50} = \left[\frac{9\mu b}{\pi N_e u_t (\rho_p - \rho)} \right]^{1/2} \quad (4.1)$$

donde d_{50} es el diámetro de corte del ciclón, definido como diámetro de partícula para el cual la eficacia de retención es del 50%. b es la anchura de la boca rectangular de entrada al ciclón, ρ_p y ρ las densidades de la partícula y del fluido respectivamente, μ la viscosidad del fluido (aire), N_e es el número efectivo de revoluciones de la corriente de gas dentro del ciclón y u_t la velocidad de entrada de las partículas al ciclón. Estos valores de N_e y u_t se calculan por:

$$N_e = \frac{1}{a} \left(h + \frac{H}{2} \right) \quad (4.2)$$

$$u_t = u_0 \frac{S_0}{S_c} \quad (4.3)$$

siendo **h** la altura del ciclón, excluyendo la tolva troncocónica, **H** la altura total del ciclón, **a** la altura de la boca de entrada al ciclón, **S₀** la sección circular de la conducción que transporta las partículas hasta la boca del ciclón, y **S_c** la sección rectangular de la boca de entrada al ciclón.

C) Equipo de filtración magnética y toma de muestras.

La corriente de aerosol de óxido férrico que sale del ciclón es transportada por varios conductos (10) mostrados en la figura 4.2. hasta las parrillas filtrantes (16) soportadas en el portaparrillas (17). Las parrillas, cuya función es la de retener las partículas paramagnéticas y ferromagnéticas, están magnetizadas por efecto del campo magnético generado por la bobina electromagnética (14), que se encuentra alimentada por la fuente de corriente continua (15). Estos cuatro elementos (14, 15, 16, 17) son los que componen el “filtro magnético” propiamente dicho. Aquellas partículas que no son atrapadas por las parrillas son transportadas a un filtro absoluto, con el fin de evitar la contaminación del ambiente de trabajo, y, si es necesario, analizarlas posteriormente.

En el conducto de llegada al filtro (10), está situada una sonda térmica de velocidad (11) que nos proporciona la velocidad local y la temperatura del gas en las proximidades de las parrillas. Aguas arriba y aguas abajo del filtro están situadas las tomas de muestra isocinéticas (12, 13), las cuales recogen una muestra representativa de las partículas que llegan al filtro y de aquellas que no han sido retenidas por el mismo y, por tanto, lo han atravesado. Estas muestras son transportadas hasta los filtros absolutos de toma de muestra (19, 20, 21, 22), pasando antes a través del analizador de partículas (18). Por último, para regular la velocidad del aerosol dentro de las tomas isocinéticas, ya que ha de ser la misma que en la conducción principal, se dispone de dos rotámetros (23, 24) para medir el

caudal, y de una bomba de vacío (25) que succiona, por las tomas, el caudal necesario de aerosol para mantener el isocinetismo.

D) Componentes y dispositivos auxiliares.

La instalación se completa con termómetros (T) para medir la temperatura del aire en diferentes puntos, manómetros de mercurio y agua (M1,... M8) para medir las presiones diferenciales y absolutas en diferentes partes de la instalación, y un conjunto de válvulas (V) que nos permiten regular los distintos flujos de aire y de aerosol, para lograr las condiciones de operación más adecuadas en cada experimento de filtración.

Finalmente, las medidas del campo magnético, del voltaje y de la intensidad de corriente eléctrica se realizaron, simultáneamente, con los equipos descritos anteriormente.

4.2.3. Procedimiento experimental.

Antes de comenzar los experimentos de filtración, con el fin de evitar acumulaciones de partículas durante los mismos, se ha saturado la instalación con partículas de óxido férrico, tal y como describen Albert [4.6] y Rodríguez [4.7]. Se preparó un lecho de óxido férrico y esferas de vidrio, idéntico al utilizado en el resto de los experimentos, y se puso en marcha la instalación hasta que las paredes de los tubos estuvieron saturadas de partículas de óxido. Una vez saturada la instalación, se retiró el lecho y se puso en funcionamiento con una corriente de aire limpio a una velocidad superficial igual a la que sería utilizada en los experimentos de filtración, hasta que los filtros absolutos de las tomas isocinéticas no recogían partículas. Con esta saturación se pretende que aquellas zonas donde pueda producirse acumulación de partículas, al saturarse, desprendan una cantidad de partículas igual a las que se depositan. Este proceso se repitió para los diferentes experimentos y se comprobó, adicionalmente, que las tomas isocinéticas recogían

la misma cantidad de partículas, cuando no se colocaban, entre ellas, parrillas como filtro.

El proceso de saturación y los experimentos de comprobación también sirvieron para ajustar las velocidades del aerosol con las diferentes válvulas y los rotámetros, de esta forma, al iniciar cada experimento de filtración, los flujos de aire y las presiones, en los diferentes conductos, ya estaban regulados.

Para cada experimento de filtración fue necesario realizar varias operaciones preparativas previas. En primer lugar se cambiaba el gel de sílice de los cartuchos desecadores (2, 3) por gel nuevo o regenerado en estufa a 130 °C. El gel retirado se regeneraba para un nuevo experimento. Se comprobó que con gel regenerado en los cartuchos la humedad relativa del aire no superaba nunca el 30%.

En segundo lugar las partículas de óxido férrico fueron tamizadas con un tamiz de 63 μm , las esferas de vidrio tamizándolas entre 149 y 177 μm y, ambas partículas, se desecaban en estufa a 105 °C durante 24 horas. Una vez enfriadas las partículas, se preparaba el lecho a utilizar (8), mezclando un 0,015 kg (15%) del óxido férrico anterior con un 0,085 kg (85%) de las esferas de vidrio, para obtener un lecho de 0,100 kg de masa total. El lecho preparado se colocaba sobre el distribuidor (7) en el interior del tubo generador del aerosol.

En tercer lugar se colocaba la parrilla o parrillas filtrantes (16) dentro del portaparrillas (17), cerrando todos los conductos para evitar fugas del aerosol. Las parrillas se construían, con anterioridad, con alambres ferromagnéticos de hierro puro. También se colocaban los filtros absolutos, de fibra de vidrio, para la recogida de muestras en los portafiltros correspondientes.

A continuación, se pasaba una corriente de agua para la refrigeración de la bobina y se conectaba a la corriente eléctrica la bobina electromagnética, regulando, en la fuente de alimentación, el voltaje y la intensidad de corriente

necesarios para obtener el campo magnético deseado para cada experimento. Antes de proceder a realizar los experimentos de filtración, se esperaba, durante uno o dos minutos, hasta que la temperatura del agua de refrigeración, a la salida de la bobina, fuera constante. De esta forma se conseguía que la bobina no se calentase y trabajase en régimen estacionario, manteniendo constante el campo magnético durante el tiempo que duraba el experimento de filtración.

Una vez realizadas las operaciones anteriores, se hacía funcionar la instalación abriendo la válvula (V1) de aire de la línea principal y conectando la bomba de vacío. Se comprobaba en los rotámetros que los flujos de aire eran los prefijados, procediendo a ajustarlos si había alguna ligera variación. Cuando la sonda térmica de velocidad (11) marcaba la velocidad deseada del aerosol, se procedía a anotar las lecturas de los termómetros y manómetros. Seguidamente, se realizaban medidas de la distribución de tamaño de las partículas [4.8] del aerosol que llegaba a la parrilla filtrante (toma isocinética 12) y de las partículas que no eran atrapadas por dicha parrilla (toma isocinética 13). Para poder tomar estas medidas, dado que el analizador de partículas sólo dispone de una célula de análisis, se alternaban una u otra corriente accionando las válvulas adecuadas, que permitían desviar cada corriente a su correspondiente filtro absoluto.

Se colocaron dos filtros absolutos para cada toma isocinética, con objeto de poder cambiar un filtro colmatado, accionando las correspondientes válvulas, sin necesidad de detener el proceso de filtración.

Finalmente, se pesaba la masa de partículas de óxido férrico recogida, en cada experimento, sobre los filtros absolutos. Con estas masas se realizaba el cálculo de la eficacia másica total o global, **E**, definida como [4.9]:

$$E(\%) = \frac{c_e - c_s}{c_e} 100 \quad (4.4)$$

donde c_e y c_s son, respectivamente, las concentraciones en masa de partículas que llegan y salen del filtro por unidad de volumen de aerosol (kg/m^3). La eficacia másica total normalmente se expresa en tanto por ciento, E (%).

Dado que las masas de las partículas que llegan y salen del filtro han sido tomadas para el mismo volumen de aerosol, la expresión de la eficacia total quedará como:

$$E(\%) = \frac{m_e - m_s}{m_e} 100 \quad (4.5)$$

siendo m_e y m_s la masa de las partículas que llegan y salen del filtro, respectivamente, durante todo el tiempo de filtración. Así, la diferencia entre ambas, $(m_e - m_s)$, nos proporciona el valor de la masa total que ha sido retenida por el filtro.

Como anteriormente ha sido mencionado, se hizo, mediante el analizador de partículas, distribución de tamaño de partículas del aerosol aguas arriba y aguas abajo del filtro formado por las parrillas, por lo que fue posible, a partir de estas distribuciones de tamaño y de la masa de las partículas capturadas por las tomas isocinéticas, y depositadas en los correspondientes filtros absolutos, determinar la eficacia filtrante a cada tamaño de partícula, o eficacia fraccional, E_b , que fue determinada mediante la ecuación [4.10]:

$$E_b(\%) = \frac{m_{be} - m_{bs}}{m_{be}} 100 \quad (4.6)$$

siendo m_{be} y m_{bs} las masas de las partículas de tamaño b , aguas arriba y aguas abajo de las parrillas filtrantes.

4.3. Diseño y Construcción de los elementos de la instalación.

4.3.1. Cálculo del distribuidor.

4.3.1.1. Requerimientos de los distribuidores

En los lechos fluidizados el distribuidor es uno de los elementos más importantes para obtener una buena fluidización. Entre los diferentes tipos de distribuidores, los distribuidores de plato perforado son los más sencillos, los más fáciles de fabricar y los más utilizados. La razón de ser los más difundidos es que ofrecen una cierta uniformidad en la fluidización y generan pocas burbujas de tamaño relativamente grande, aunque también pueden presentar zonas muertas [4.11].

Con la finalidad de lograr que el flujo de fluido sea uniforme en toda la sección transversal del lecho, la caída de presión a través del distribuidor, ΔP_d , ha de ser lo más elevada posible, pero esto implica un importante incremento en el coste de funcionamiento al tener que aumentar la presión del gas antes del distribuidor [4.11]. Por tanto, será importante determinar el valor mínimo de ΔP_d que asegure una fluidización uniforme en el rango de operación. Para el diseño de un distribuidor, Kunni y Levenspiel [4.12] recopilan los diferentes criterios que pueden utilizarse para la estimación del valor de ΔP_d , en relación con la caída de presión a través del lecho ΔP_b . Entre estos criterios podemos citar:

- Criterio de Zenz – Othmer (1960):

$$25 < q_p \cdot 100 < 40 \quad (4.7)$$

siendo $q_p = \frac{\Delta P_d}{\Delta P_b}$, y ΔP_b la caída de presión a través del lecho.

- Criterio de Zuiderweg (1967):

$$\Delta P_d = (0,2 - 0,4)\Delta P_b \quad (4.8)$$

donde el valor de la caída de presión a través del lecho viene dado por:

$$\frac{\Delta P_b}{L_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_f)g \quad (4.9)$$

siendo L_{mf} la altura del lecho y ε_{mf} su porosidad, en condiciones de mínima fluidización; ρ_p y ρ_f son las densidades del sólido y del fluido.

- Criterio de Siegel (1976):

$$\frac{\Delta P_d}{\Delta P_b} \geq 0,14 \quad (4.10)$$

Siegel estableció el criterio anterior para operaciones estables, teniendo en cuenta los canales que pueden formarse en el lecho debido a las perturbaciones que existen a velocidades próximas a la velocidad mínima de fluidización, u_{mf} .

4.3.1.2. Diseño del distribuidor.

Siguiendo las pautas marcadas por Kunii y Levenspiel se procedió a realizar los cálculos necesarios para diseñar el distribuidor utilizado en la instalación, considerando que el tubo utilizado para contener el lecho tenía un diámetro interno de 0,044 m.

Para la elección del diámetro de los orificios se consideró que, cuanto menor es dicho diámetro mejor es la distribución del fluido, pero también es mayor el peligro de obturación y la dificultad en su construcción.

Se realizaron varias pruebas con diferentes distribuidores con diámetros de 1, 2, y 3 mm, observando que los orificios de 2 y 3 mm presentaban una pobre fluidización y, además, las partículas del lecho se precipitaban por el interior de los orificios. Por ello, se optó por un diámetro de 1 mm para cada orificio.

Con estos datos, las áreas de diseño serán:

- área transversal del tubo, A :

$$A = \frac{\pi}{4}(0,044)^2 = 1,521 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

- área de un orificio de 1 mm de diámetro, A_{or} :

$$A = \frac{\pi}{4}(0,001)^2 = 7,85 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2$$

Suponiendo que, para un plato perforado, el fluido se distribuye por igual entre todos los orificios, podemos aplicar la ecuación de continuidad, y el caudal volumétrico será constante [4.13]:

$$A u_o = A_{or} u_{or} n_{or} \quad \Rightarrow \quad \frac{u_o}{u_{or}} = \frac{A_{or}}{A} n_{or} = A_{or} N_{or} = \left(\frac{\pi}{4} \right) d_{or}^2 N_{or} \quad (4.11)$$

siendo n_{or} el número total de orificios del distribuidor, y N_{or} el número de orificios por unidad de sección transversal del tubo, $N_{or} = \frac{n_{or}}{A}$.

Considerando la ecuación (4.11), podemos expresar la “fracción de área libre” del distribuidor, F_{AL} , en porcentaje, como:

$$F_{AL} (\%) = \frac{A_{or} n_{or}}{A} 100 = 100 A_{or} N_{or} = 100 \left(\frac{u_o}{u_{or}} \right) = 100 \left[\left(\frac{\pi}{4} \right) d_{or}^2 N_{or} \right] \quad (4.12)$$

Según Kunii y Levenspiel [4.14], la fracción de área libre de un distribuidor, para una fluidización apropiada, debe ser menor del 10%.

El número de orificios por unidad de sección del tubo, N_{or} , podemos expresarlo en función de la fracción de área libre despejando de la ecuación (4.12) y sustituyendo el diámetro de orificio, $d_{or} = 1 \text{ mm}$, resultando:

$$N_{or} = \frac{F_{AL}}{100A_{or}} = F_{AL} \left[\frac{4}{100\pi(10^{-3})^2} \right] = 12732,4 \cdot F_{AL} \quad (4.13)$$

El número total de orificios, n_{or} , para el tubo utilizado de 0,044 m de diámetro, será:

$$n_{or} = N_{or} \cdot A = 12732,4 \cdot F_{AL} \cdot 1,521 \cdot 10^{-3} = 19,36 \cdot F_{AL} \quad (4.14)$$

Para la determinación de la distancia entre orificios y su distribución geométrica se consideró lo expuesto por Lucas [4.11]. Según este autor, los orificios estarán situados sobre los nudos de una malla hexagonal centrada, formada por triángulos equiláteros de lado x , como se presenta en la figura 4.3.:

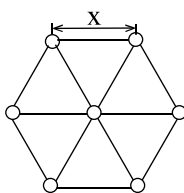


Figura 4.3. Distribución geométrica de los orificios en el distribuidor.

El valor de la distancia entre orificios, x , vendrá dado por:

$$x = \sqrt{\frac{2}{\sqrt{3} \left(\frac{n_{or}}{A} \right)}} \quad (4.15)$$

Aplicando las ecuaciones presentadas anteriormente se construyeron y estudiaron cinco distribuidores de plato perforado con las características presentadas en la siguiente tabla:

Tabla 4.1: Características de los distribuidores de plato perforado ensayados.

Distribuidor	Nº de orificios, n_{or}	Área libre, F_{AL} (%)	Distancia entre orificios, x (mm)
A	1	0,05	--
B	37	1,91	6,89
C	58	3,00	5,50
D	77	4,00	4,76
E	115	6,00	3,87

La fracción de área libre ha sido calculada aplicando la ecuación (4.12), y la distancia entre orificios a partir de la ecuación (4.15). Por ejemplo, para el caso del distribuidor de 37 orificios, **A**, serán:

$$F_{AL} = 100 \left[\left(\frac{\pi}{4} \right) d_{or}^2 N_{or} \right] = 100 \left[\left(\frac{\pi}{4} \right) (10^{-3})^2 \frac{37}{1,521 \cdot 10^{-3}} \right] = 1,91\%$$

$$x = \sqrt{\frac{2}{\sqrt{3} \left(\frac{37}{1,521 \cdot 10^{-3}} \right)}} = 6,89 \cdot 10^{-3} \text{ m} = 6,89 \text{ mm}$$

Para nuestra instalación se ha elegido el distribuidor de 37 orificios, que es el que proporcionó mejores resultados de fluidización en los lechos probados. El distribuidor de 58 orificios también dio resultados aceptables. En la figura 4.4. puede observarse la caída de presión a través del distribuidor frente a la velocidad superficial del aire, para los distribuidores B, C, D y E.

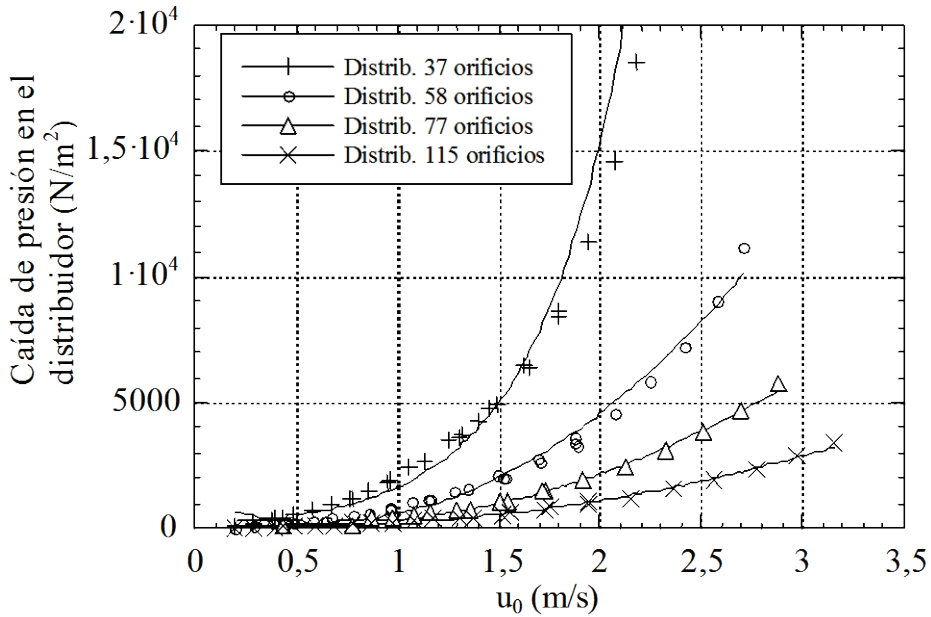


Figura 4.4. Caída de presión en distintos distribuidores en función de la velocidad superficial del aerosol.

4.3.1.3. Cálculo del coeficiente de descarga del distribuidor.

El coeficiente de descarga se define como la razón entre el flujo real y el flujo teórico, y permite un margen de seguridad para la contracción de la corriente y los efectos de fricción [4.13].

El coeficiente de descarga, C_d , debe determinarse experimentalmente. Para un distribuidor en forma de placa perforada con un número determinado de orificios perforados en los vértices de un triángulo equilátero puede utilizarse la siguiente ecuación [4.13, 4.15]:

$$C_d = \frac{u_{or}}{Y} \sqrt{\frac{\rho}{2\Delta P_d} [1 - n_{or}^2 \cdot \beta_d^4]} \quad (4.16)$$

Como puede observarse, C_d es función de la velocidad del fluido a través del orificio, u_{or} , de la densidad de éste, ρ , de la caída de presión en el distribuidor, ΔP_d , del número de orificios, n_{or} , y de la relación entre el diámetro de orificio y el diámetro del tubo, $\beta_d = d_{or}/d_t$. Además, C_d también es función del factor de expansión, Y , adimensional, cuyo cálculo está descrito en la bibliografía [4.13], y cuyo valor se aproxima a uno.

La expresión (4.16) es válida siempre que $400 < Re_{or} < 20000$, siendo:

$$Re_{or} = \frac{\rho \cdot u_{or} \cdot d_{or}}{\mu} \quad (4.17)$$

En un distribuidor de orificios, el coeficiente de descarga también depende de las características físicas del distribuidor, es decir, de su espesor, de la distancia entre orificios, x , y de la fracción de área libre del distribuidor, F_{AL} [4.16].

En la práctica, es conveniente determinar experimentalmente el coeficiente de descarga para cada distribuidor frente al número de Reynolds de orificio, Re_{or} , haciendo la representación gráfica correspondiente. Los datos necesarios se obtienen ajustando y midiendo el caudal de aire mediante un rotámetro calibrado, lo que permite calcular la velocidad superficial, u_0 . La presión diferencial a través del distribuidor, ΔP_d , se obtiene por lectura directa en un manómetro. Para Y se puede suponer un valor de 1 como primera aproximación o bien calcularlo de acuerdo con las recomendaciones bibliográficas [4.13].

En la figura 3.2.3 se representan los coeficientes de descarga, C_d , obtenidos para los distribuidores de 1 y de 37 orificios, frente al Reynolds de orificio. El coeficiente de descarga para un distribuidor de un orificio es el que habitualmente se utiliza en bibliografía para relacionarlo con el Re_{or} , sin embargo, es más correcto determinar el C_d experimental para el distribuidor realmente utilizado.

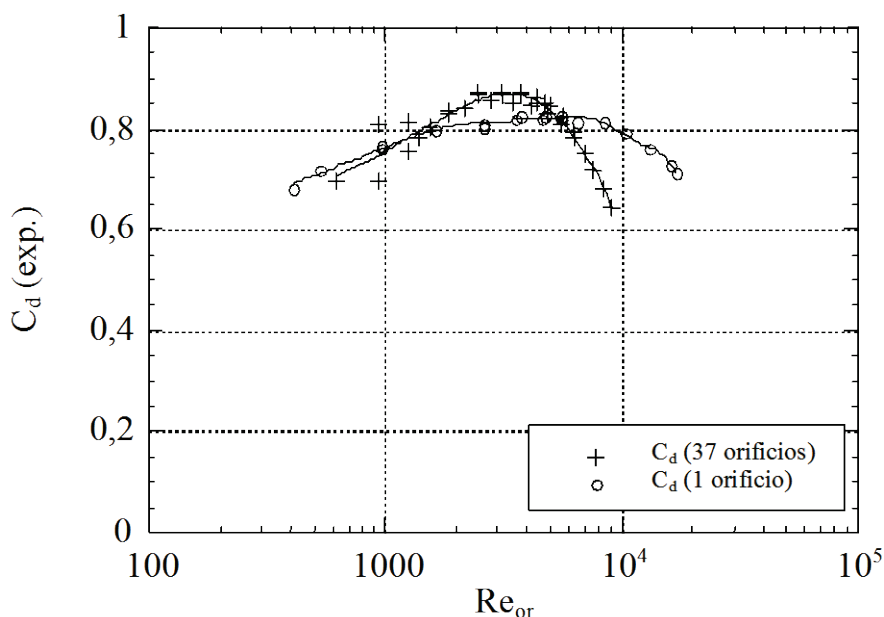


Figura 4.5. Coeficientes de descarga, C_d obtenidos experimentalmente para los distribuidores de 1 y de 37 orificios, frente al Re_{or}

4.3.2. Cálculo del ciclón.

4.3.2.1. Requerimientos de los ciclones.

Los ciclones son separadores centrífugos y están compuestos por un recipiente cónico-cilíndrico vertical donde entra tangencialmente la corriente de aire, junto con las partículas que queremos eliminar, por un orificio lateral y mediante un cambio en la dirección del flujo, o movimiento giratorio rápido, se induce una fuerza centrífuga (mucho mayor que la gravitatoria). Así las partículas con un diámetro mayor que el diámetro de corte, d_{50} , chocan contra la pared del ciclón y se deslizan hacia abajo para terminar depositándose en la cámara de recolección, mientras que las más pequeñas se desplazarán en órbitas menores y, al llegar al fondo del recipiente, cambiarán de dirección y saldrán por el conducto situado en el eje, como puede observarse en la figura 4.6.

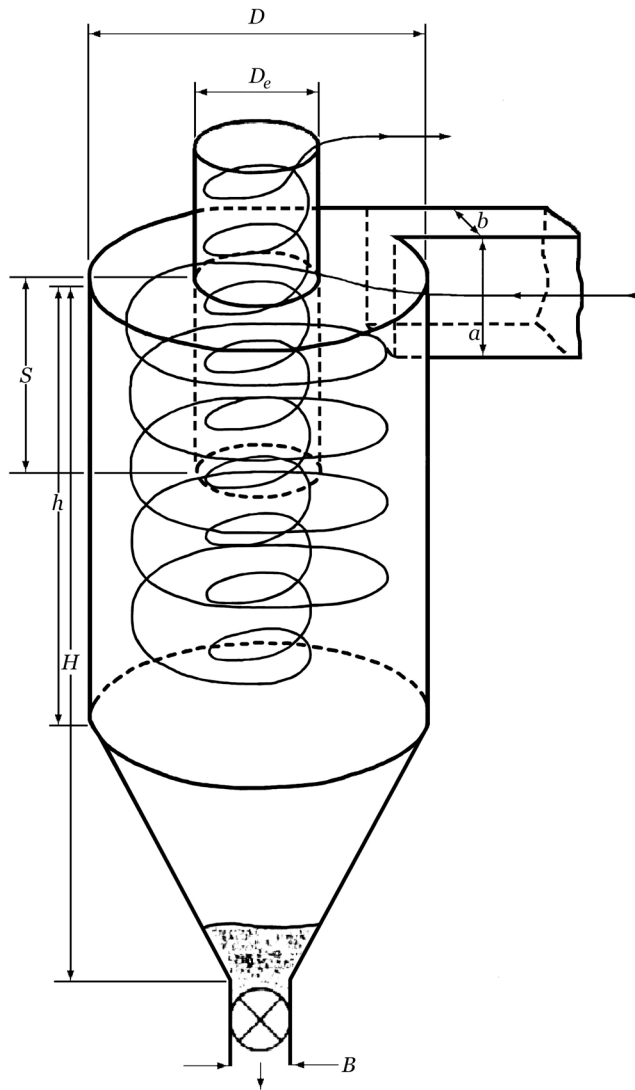


Figura 4.6. Esquema del ciclón.

La eficacia de un ciclón aumenta con el diámetro y la densidad de la partícula, la velocidad de entrada del gas, longitud del cono y diámetro de salida, disminuyendo en función del aumento de la viscosidad del gas y del diámetro del cuerpo del ciclón. [4.2].

Como característica negativa del ciclón está la pérdida de carga que introduce en la instalación, que aumenta con el cuadrado de la velocidad de entrada. La magnitud de la pérdida de carga depende fundamentalmente de la entrada de gases, por lo que esta entrada será un factor importante en el diseño del ciclón. También deben considerarse los fenómenos derivados de las rugosidades de las paredes que tienen como consecuencia un aumento de la pérdida de carga así como una disminución de la eficacia de retención.

Las cualidades de retención de los ciclones pueden mejorarse por unión de otros sistemas como lavado, aletas rotatorias, etc.

4.3.2.2. Diseño del ciclón.

En la actualidad existen diferentes modelos de ciclón en los que las relaciones geométricas, entre el diámetro del cuerpo del ciclón y las restantes dimensiones, proporcionan una guía eficaz para dimensionar un ciclón de uso industrial.

Maroulis y col. [4.5] proponen un modelo matemático de optimización de los parámetros geométricos, basado en el modelo de eficacia presentado por Iozia y Leith [4.17] y en diferentes diseños estandarizados de ciclones de uso habitual. Según estos autores el diámetro d_{50} , de las partículas retenidas con un 50% de eficacia se calcula con la ecuación (4.18):

$$d_{50} = \left[\frac{9\mu Q}{\pi \rho_p Z_c u_{t,\max}} \right]^{1/2} \quad (4.18)$$

donde μ es la viscosidad del gas, Q el caudal de gas a través del ciclón, ρ_p la densidad de las partículas, Z_c es la altura de la superficie de control, y $u_{t,\max}$ es la velocidad tangencial máxima del gas en la superficie de control.

La altura de la superficie de control, Z_c , depende del diámetro de la superficie de control, d_c , calculado con la ecuación empírica:

$$d_c = 0,52 D \left(\frac{ab}{D^2} \right)^{-0,25} \left(\frac{D_c}{D} \right)^{1,53} \quad (4.19)$$

Conocido el valor de d_c , se debe elegir la ecuación apropiada para calcular Z_c :

$$Z_c = H - S \quad \text{si } d_c < B \quad (4.20a)$$

$$Z_c = (H - S) - \left(\frac{H - h}{\frac{D}{B} - 1} \right) \left(\frac{d_c}{B} - 1 \right) \quad \text{si } d_c > B \quad (4.20b)$$

El valor de velocidad tangencial máxima en la superficie de control se calcula con la ecuación siguiente:

$$u_{t,max} = 6,1 u_t \left(\frac{ab}{D^2} \right)^{0,61} \left(\frac{D_c}{D} \right)^{-0,74} \left(\frac{H}{D} \right)^{-0,33} \quad (4.21)$$

donde u_t es la velocidad del gas a la entrada del ciclón, definida como:

$$u_t = \frac{Q}{ab} \quad (4.22)$$

Una vez calculado el tamaño de partícula para el 50% de eficacia, d_{50} , la eficacia de recolección del ciclón, η_i , para cualquier tamaño de partícula, d_{pi} , puede determinarse con:

$$\eta_i = \frac{1}{1 + \left(\frac{d_{50}}{d_{pi}} \right)^\beta} \quad (4.23)$$

donde el parámetro β viene dado por:

$$\ln \beta = 0,62 - 0,87 \ln d_{50} + 5,21 \ln \left(\frac{ab}{D^2} \right) + 1,05 \left[\ln \left(\frac{ab}{D^2} \right) \right]^2 \quad (4.24)$$

La ecuación (4.24) es una ecuación empírica obtenida por Iozia y Leith [4.17], en la cual d_{50} tiene unidades de centímetros.

La eficacia media η se calcula con la ecuación:

$$\eta = \frac{\sum (\eta_i \Delta W_i)}{\sum (\Delta W_i)} \quad (4.25)$$

Siendo ΔW_i la fracción en masa de las partículas cuyo diámetro medio es d_{pi}

Para el diseño de nuestro ciclón se fijó el diámetro del ciclón, D , por razones de construcción (material disponible) y la velocidad superficial del gas en la instalación, u_0 , atendiendo a las condiciones de funcionamiento del filtro magnético en los diferentes experimentos de filtración. Los valores prefijados para el diseño del ciclón, utilizando el modelo de Maroulis y col. [4.5] se presentan en la tabla 4.2.

Tabla 4.2. Datos de diseño del ciclón

Diámetro de la conducción, m	0,044
S_0 (área de la conducción) m^2	$1,52 \cdot 10^{-3}$
D (diámetro del ciclón), m	0,114
u_0 (velocidad del aerosol en la conducción), m/s	0,50
ρ_p (densidad de las partículas de Fe_2O_3), kg/m^3	4800
ρ_g (densidad del aire), kg/m^3	1,2
μ (viscosidad del aire), kg/ms	$1,8 \cdot 10^{-5}$
d_{50} (diámetro de corte), μm	15

Aplicando dicho modelo se obtuvieron las siguientes relaciones geométricas características del ciclón:

Tabla 4.3. Parámetros geométricos del ciclón

a/D	b/D	D_e/D	S/D	h/D	H/D	B/D
0,77	0,34	0,75	0,8	2	2,5	0,25

Con estos parámetros podemos determinar las diferentes dimensiones del ciclón, presentadas en la figura 4.6, para un determinado diámetro de la sección cilíndrica del ciclón, **D**. Estos valores se muestran tabulados en la tabla 4.4:

Tabla 4.4. Dimensiones características del ciclón

D (diámetro del ciclón), m	0,114
a (altura de la boca de entrada), m	0,088
b (anchura de la boca de entrada), m	0,039
D_e (diámetro de salida del gas), m	0,086
S (altura de la salida del gas), m	0,091
h (altura de la parte cilíndrica), m	0,228
H (altura total del ciclón), m	0,285
B (diámetro de la salida de polvo), m	0,029

4.3.3. Cálculo y construcción de la bobina electromagnética.

4.3.3.1. Diseño de la bobina electromagnética.

El campo magnético necesario para la filtración puede obtenerse con imanes permanentes o con electroimanes. En esta instalación experimental, para generar el campo magnético, se optó por utilizar una bobina electromagnética alimentada con una fuente de corriente continua. Variando el voltaje y la intensidad de corriente en la fuente de alimentación, se puede seleccionar el campo magnético aplicado a las parrillas filtrantes en cada experiencia de filtración. De esta forma, se consigue modificar las condiciones de operación de forma sencilla y controlada.

La bobina electromagnética ha sido diseñada y fabricada específicamente para esta instalación, ya que es uno de los elementos fundamentales del filtro magnético.

Para el diseño de la bobina electromagnética que nos proporcionará el campo necesario para la filtración, debemos tener en cuenta las relaciones que existen entre el campo magnético, la corriente eléctrica aplicada, la densidad de corriente y la potencia. Por otra parte, también debemos considerar la refrigeración y la geometría de la bobina.

El diseño de la bobina electromagnética se realizó aplicando la teoría presentada en el apartado 3.3, considerando algunas limitaciones debidas a la potencia eléctrica disponible y a la estructura general de la instalación.

La principal limitación se debe a la fuente de alimentación, de corriente continua, disponible y que proporciona una potencia útil de 7000 W. En ella se puede variar el voltaje entre 0 y 35 V, y la intensidad entre 0 y 200 A.

Así, el objetivo fundamental del diseño de la bobina consistirá en obtener el máximo campo magnético, en el centro de la bobina, aprovechando toda la potencia que nos suministra la fuente de alimentación. Este máximo de campo magnético, según el apartado teórico 3.3.2, se consigue cuando el “factor G” es máximo, $G(\alpha, \beta) = 0,143$, (ver figura 3.4.) y corresponde a valores de α y β cercanos a $\alpha = 3$ y $\beta = 2$.

Para el diseño se tomaron los valores de $\alpha = 3,1$ y $\beta = 1,85$. Aplicando estos valores en la ecuación (3.35a) se obtiene:

$$G(\alpha, \beta) = \left[\frac{\beta}{2\pi(\alpha^2 - 1)} \right]^{1/2} \ln \frac{\alpha + (\alpha^2 + \beta^2)^{1/2}}{1 + (1 + \beta^2)^{1/2}} = 0,1426$$

El diámetro interior de la bobina vendrá limitado por el portaparrillas que va situado en el interior, por la pared de la carcasa que contiene el bobinado y por los separadores que irán colocados entre la carcasa y el bobinado. Sumando estas distancias obtenemos un diámetro interior de 0,108 m, es decir, un radio interior $a_1 = 0,054$ m.

Como valores iniciales para realizar el diseño de la bobina se tomaron los siguientes:

- Para el factor λ o factor espacial se supuso un valor inicial de 0,7.
- Se consideró una temperatura de operación de la bobina de 40 °C y cobre como material del conductor eléctrico. Así, la resistividad del cobre para esta temperatura se obtiene aplicando la ecuación (3.46):

$$\rho_{40} = 1,72 \cdot 10^{-8} [1 + 0,0041 \cdot (40 - 20^\circ\text{C})] = 1,86 \cdot 10^{-8} \Omega \cdot \text{m}$$

- La resistencia eléctrica del conductor se calcula a partir de la intensidad y el voltaje de la corriente eléctrica aplicada:

$$R = \frac{V}{I} = \frac{35}{200} = 0,175 \Omega$$

Aplicando estos valores en la ecuación (3.37) obtenemos el número total de espiras requerido:

$$N = \left[\frac{R\lambda a_1}{\rho} \frac{2\beta(\alpha-1)}{\pi(\alpha+1)} \right]^{1/2} = \left[\frac{0,175 \cdot 0,7 \cdot 0,054}{1,86 \cdot 10^{-8}} \frac{2 \cdot 1,85(3,1-1)}{\pi(3,1+1)} \right]^{1/2} = 463 \text{ espiras}$$

Dividiendo la sección del bobinado por el número de espiras, $N = 463$, se obtiene el área de un elemento cuadrado de lado x que contendrá un único conductor que ocupará una fracción $\lambda = 0,7$ de la sección transversal del elemento:

$$A_{\text{elemento}} = x^2 = \frac{2,266 \cdot 10^{-2}}{463} = 4,9 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$$

$$x = 7 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$A_{\text{conductor}} = \lambda A_{\text{elemento}} = 0,7 \cdot 4,9 \cdot 10^{-5} = 3,43 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$$

El área del elemento que no está ocupada por el conductor corresponderá al área ocupada por el aislante del conductor y los canales de refrigeración.

El conductor puede tener cualquier forma, siempre que su sección sea la calculada, pero, en muchas ocasiones, en el mercado no existe un material con las dimensiones deseadas, por lo que habrá que elegir el más aproximado y replantear el diseño. Por ello, para elegir nuestro conductor, se consultó a diferentes fabricantes de conductores eléctricos para bobinados y se optó por un conductor de cobre de sección rectangular, $(4,6 \times 7,2)$, $A_{\text{conductor}} = 3,31 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$, rodeado con

aislante de fibra de vidrio con un espesor de 0,35 mm. La sección de este conductor, con sus dimensiones, aparece esquematizada en la figura 4.7:

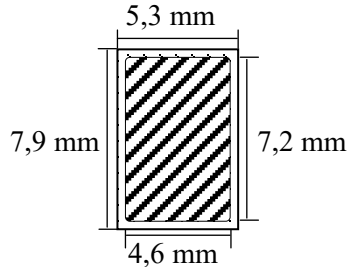


Figura 4.7. Sección del conductor eléctrico de cobre.

Recalculando el número de espiras, N , y el valor de λ con la nueva sección del conductor se alcanzaron los siguientes valores:

$$\lambda = 0,66$$

$$N = 450$$

Considerando que la altura de las espiras de la bobina electromagnética es:

$$2b = 2a_1\beta = 2 \cdot 0,054 \cdot 1,85 = 0,200 \text{ m}$$

el número de elementos conductores que podemos colocar apilados hasta completar dicha altura es:

$$\text{Espiras en una capa} = \frac{2b}{\text{Altura conductor}} = \frac{0,200}{7,9 \cdot 10^{-3}} = 25,3 \approx 25$$

El número de capas que tendrá la bobina será igual al número total de espiras dividido por el número de espiras que tiene una capa:

$$\text{Numero de capas} = \frac{N}{\text{Espiras por capa}} = \frac{450}{25} = 18$$

Como el elemento conductor tiene una anchura de $5,3 \cdot 10^{-3}$ m, la anchura total ocupada por las espiras será igual $18 \cdot 5,3 \cdot 10^{-3} = 0,0954$ m. La anchura total disponible para situar las espiras de las capas viene dada por:

$$a_1(\alpha - 1) = 0,054(3,1 - 1) = 0,1134 \text{ m}$$

La diferencia entre la anchura disponible y la ocupada por las espiras corresponde a la anchura disponible para los conductos de refrigeración y es igual a $0,1134 - 0,0954 = 0,018$ m.

El número de canales de refrigeración entre las capas se calcula dividiendo el espacio disponible para la refrigeración por la anchura de los elementos separadores que es de 0,006 m

$$\text{Conductos de refrigeración entre capas} = \frac{0,018}{0,006} = 3$$

A este número de conductos se añaden el conducto interior y el exterior que rodean a las capas, siendo:

$$\text{Número de conductos de refrigeración totales} = 5$$

Sustituyendo el valor de $G(\alpha, \beta)$ en la ecuación (3.34) se calcula la intensidad de campo magnético que podemos obtener con estas condiciones de diseño:

$$H_0 = G(\alpha, \beta) \left(\frac{W\lambda}{\rho a_1} \right)^{1/2} = 0,1426 \left(\frac{7.000 \cdot 0,66}{1,86 \cdot 10^{-8} \cdot 0,054} \right)^{1/2} = 305.835 \text{ A/m}$$

y la inducción magnética será:

$$B_0 = \mu H_0 = 4\pi \cdot 10^{-7} \times 3,06 \cdot 10^5 = 0,384 \text{ T}$$

a) Volumen de la bobina

El volumen de la bobina viene dado por la expresión (3.38):

$$V = a_1^3 2\pi\beta (\alpha^2 - 1) = 0,054^3 \cdot 2\pi \cdot 1,85(3,1^2 - 1) = 1,58 \cdot 10^{-2} \text{ m}^3$$

El peso de la bobina puede encontrarse multiplicando directamente por la densidad media o, si el conductor es el que contribuye principalmente al peso, por λ veces la densidad del conductor.

b) Longitud de conductor

La longitud de conductor necesaria para construir la bobina, una vez decidido el número de espiras, será N (450) veces la circunferencia media. Esto es equivalente a multiplicar el volumen por el número de espiras que hay por metro cuadrado, según la ecuación (3.39):

$$\ell_{total} = nV = 19.861 \cdot 1,58 \cdot 10^{-2} = 313,8 \text{ m}$$

donde ℓ_{total} (m) es la longitud total de conductor y n el número de espiras que hay en un metro cuadrado de sección transversal de la bobina, y viene dado por la ecuación (3.40):

$$n = \frac{N}{a_1^2 2\beta(\alpha - 1)} = \frac{450}{0,054^2 \cdot 2 \cdot 1,85(3,1 - 1)} = 19.861 \text{ espiras/m}^2$$

c) Densidad de corriente

La densidad de corriente que circulará por el conductor será:

$$j = \left[\frac{1}{2\pi\beta(\alpha^2 - 1)} \right]^{1/2} \left[\frac{W}{\rho\lambda a_1^3} \right]^{1/2} = 6,015 \times 10^6 \text{ A/m}^2$$

La bobina irá recubierta por una carcasa de hierro, de 13 mm de espesor, para evitar la salida al exterior de las líneas de campo y aumentar el campo en el interior.

c) Refrigeración de la bobina

Para la refrigeración de bobinas pueden utilizarse diferentes tipos de refrigerantes como agua, aceite, siliconas, nitrógeno líquido, etc. En los casos normales, para bajos voltajes y temperaturas poco elevadas, el agua es uno de los refrigerantes más efectivos y económicos, como se describe en el apartado 3.3.5.

A continuación, realizaremos los cálculos para la refrigeración con agua.

El incremento de temperatura medio, que experimenta el agua, ΔT_b , puede calcularse con la ecuación (3.41), para un caudal de $Q = 1,67 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ (10 l/min). Se eligió este caudal por ser, aproximadamente, la mitad del caudal que proporciona el grifo de laboratorio utilizado para la refrigeración. Este caudal debe disipar 7000 W de potencia, y el incremento de temperatura medio será:

$$\Delta T_b = \frac{W}{4,186 \cdot 10^6 Q} = \frac{7000}{4,186 \cdot 10^6 \times 1,67 \cdot 10^{-4}} = 10,0^\circ \text{C}$$

Con una temperatura inicial del agua de $T_0 = 20,0^\circ \text{C}$ la temperatura media del agua podemos considerarla como $T_b = 20,0 + \frac{10,0}{2} = 25,0^\circ \text{C}$

Examinamos ahora las dos restantes condiciones de refrigeración, el aumento de temperatura a través de la interfase fluido-aislante asociado con el coeficiente de transferencia de calor, y el aumento de temperatura en el punto más caliente del conductor.

Los datos necesarios para estos cálculos se presentarán en la tabla 4.5

Tabla 4.5. Datos para el cálculo de las temperaturas en el conductor

Q (caudal), m ³ /s	1,67·10 ⁻⁴
Canales de refrigeración	124
A _{canal} (área de cada canal), m ²	1,13·10 ⁻⁴
v (velocidad del agua), m/s	0,012
d _{eq} (diámetro equivalente del canal), m	9,1·10 ⁻³
A _{ref} (superficie de refrigeración), m ²	1,17
t (espesor de la capa aislante), m	3,5·10 ⁻⁴
k _b (conductividad térmica del aislante), W/m·°C	0,5
k (conductividad térmica del cobre), W/m·°C	386
W _v = j ² ρλ (densidad de entrada de calor local), W/m ³	4,44·10 ⁵
l (distancia más corta del punto caliente a la superficie de refrigeración, 3 capas), m	1,38·10 ⁻²

El coeficiente de transmisión de calor por convección, **h**, en régimen laminar, para agua líquida con 0<T_b<100 °C, será:

$$h = 9385 \left(1 + 4,5 \times 10^{-3} T_b\right) \frac{v^{0,8}}{d^{0,2}} = 777 \text{ W/m}^2 \text{ °C}$$

El flujo de calor, **w_s**, será:

$$w_s = \frac{W}{A_{ref}} = \frac{7.000}{1,17} = 5.983 \text{ W/m}^2$$

Según la ecuación (3.42): $h = \frac{w_s}{T_w - T_b}$, y el incremento de temperatura en la superficie del aislante será: $T_w - T_b = 7,7 \text{ °C}$

El incremento de temperatura entre la cara interna y externa del aislante, ΔT_i, según la ecuación (3.45), $\Delta T_i = \frac{w_s t}{k_b} = \frac{5.469 \cdot 1,75 \cdot 10^{-3}}{0,5} = 20,9 \text{ °C}$

Las temperaturas en la cara interna y externa del aislante serán:

$$T_w = 7,7 + T_b = 7,7 + 25,0 = 32,7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_i = 20,9 + T_w = 20,9 + 32,7 = 53,6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El incremento de temperatura en el punto caliente en el interior del cobre,

según la ecuación (3.44), es: $\Delta T_c = \frac{W_c J^2}{2k} = \frac{4,44 \cdot 10^5 \cdot (1,38 \cdot 10^{-2})^2}{2 \cdot 386} = 0,1 \text{ } ^\circ\text{C}$

La máxima temperatura del conductor en el punto más caliente será:

$$T_c = T_i + \Delta T_c = 53,6 + 0,1 = 53,7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Esta temperatura es apropiada para el diseño, ya que este tipo de aislantes puede trabajar en régimen estacionario entre 60 y 70 °C sin ningún problema, y pueden soportar temperaturas de hasta 180 °C.

Por último, la temperatura media aproximada del imán será:

$$\bar{T}_c = \left(20,0 + \frac{10,0}{2} + 20,9 + 0,1 \right) = 46,0 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Con los datos obtenidos en este apartado se procedió al diseño mecánico de los diferentes componentes del electroimán, así como la selección de los materiales apropiados para que la bobina tenga las mejores características.

Con vistas a que, en un futuro, podamos disponer de una fuente eléctrica con una potencia muy superior, capaz de proporcionar un campo magnético superior a 1 Tesla, en el diseño se considerarán las tensiones que tendrían que soportar los materiales y las juntas de unión entre las piezas, para evitar fugas de refrigerante.

4.3.3.2. Construcción de la bobina electromagnética.

A partir de los cálculos del apartado anterior, y con ayuda del programa AUTOCAD®, se procedió a realizar el modelado y los planos mecánicos de la bobina electromagnética con las medidas apropiadas para su construcción. En la figura 4.8. puede verse el modelado de las piezas de la bobina y su ensamblado:

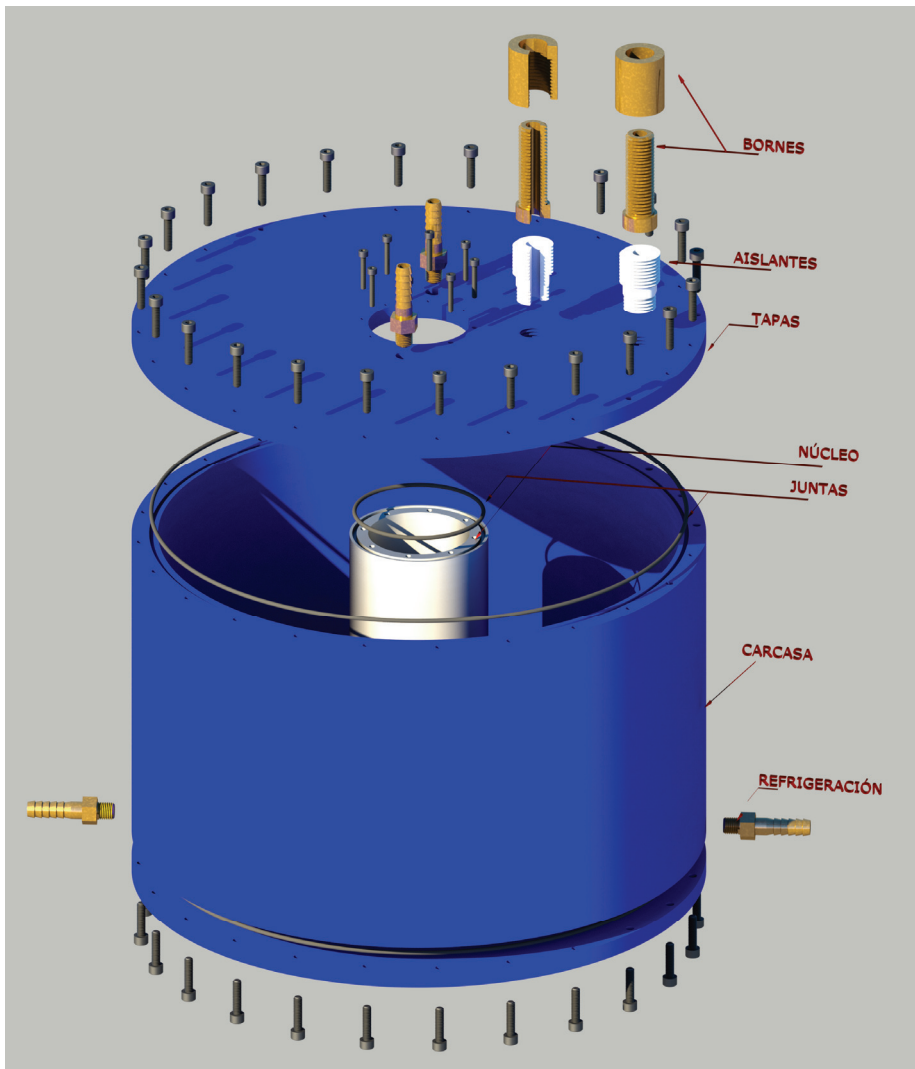


Figura 4.8. Modelado general de la bobina electromagnética.

Las piezas de la bobina, una vez fijadas sus especificaciones, fueron fabricadas por un taller especializado. Estas especificaciones son:

- Núcleo central

El núcleo central es un cilindro de 0,070 m de diámetro interno, 0,130 m de diámetro externo y 0,226 m de altura. En la parte inferior y superior se realizarán unos canales para insertar unas juntas tóricas de goma, que impidan la fuga del agua de refrigeración, y se taladrarán 8 orificios roscados para tornillos de 4 mm M4, para facilitar el ensamblaje.

En el interior de este núcleo es donde se genera el campo magnético con mayor intensidad y donde se sitúan las parrillas magnetizables para la captura de las partículas paramagnéticas. Para evitar distorsiones en el campo magnético, el material elegido para este núcleo será Aluminio A01100, ya que al ser un material paramagnético con una susceptibilidad magnética muy baja, prácticamente no afecta a las líneas del campo magnético.

En la figura 4.9. puede observarse el núcleo de la bobina con los separadores de fibra de vidrio que crearán los canales para la refrigeración con agua.

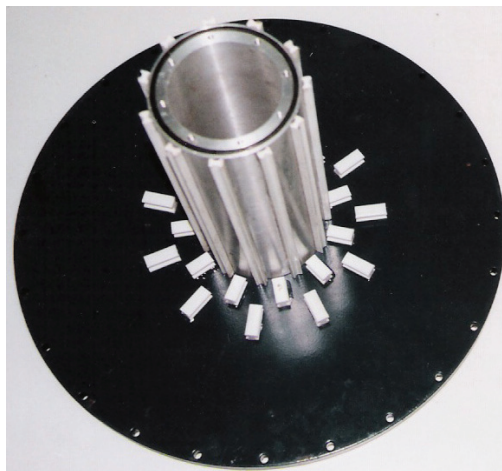


Figura 4.9. Detalle del núcleo central de la bobina.

- Bornes

La finalidad de los bornes será el facilitar la conexión entre los extremos del cable de cobre de la bobina y los polos positivo y negativo de la fuente de corriente eléctrica. El sentido de las líneas de campo magnético dependerá de la conexión de los polos en los bornes, por lo que estas conexiones son intercambiables.

Los bornes constan de dos partes:

- Tornillo hueco, en cuyo interior irá soldado el extremo del cable de cobre.
- Tuerca exterior, para ensamblar el tornillo con las piezas de aislante eléctrico y formar un conjunto fijo.

El material elegido para los bornes fue bronce C51000 para conexiones eléctricas.

En la figura 4.10. puede observarse una imagen de los bornes de conexión.

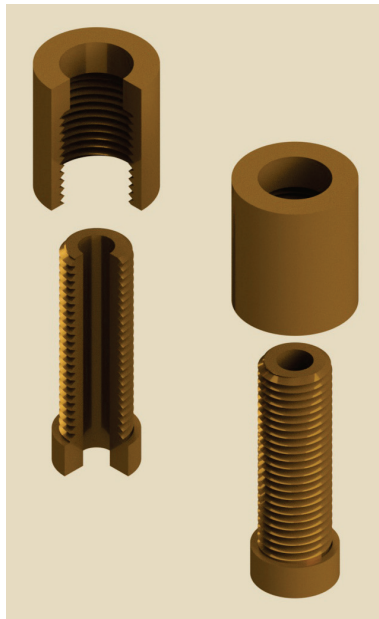


Figura 4.10. Detalle de los bornes de la bobina.

- Aislantes eléctricos

Estas piezas se colocarán para evitar el contacto eléctrico entre los bornes de conexión y el resto de componentes metálicos de la bobina. Estarán fabricadas en teflón, roscadas en el exterior, para acoplarse a las tuercas de los bornes y a la tapa de la bobina, y huecas en el interior para permitir el paso del cable de cobre.

En la figura 4.11. se observa un detalle de estos aislantes.

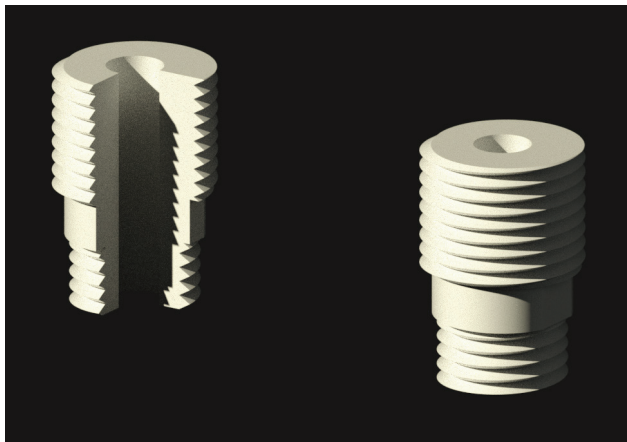


Figura 4.11. Detalle de las piezas de aislamiento eléctrico.

- Conectores de refrigeración

Los conectores de refrigeración serán 4 y estarán fabricados en bronce C51000. Dos de ellos constituirán las entradas del agua y 2 las salidas, situados como se muestra en la figura 4.8. Estarán roscados en uno de los extremos para atornillarse a la carcasa exterior las entradas de agua y a la tapa superior de la bobina las salidas de agua.

En la figura 10.12. se puede ver una imagen de estos conectores.

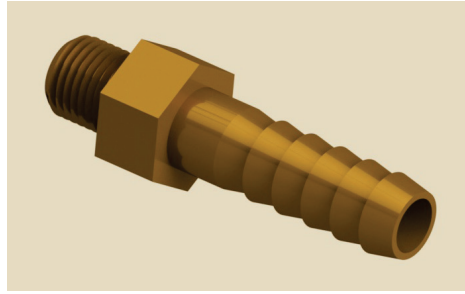


Figura 4.12. Detalle de los conectores de refrigeración de la bobina.

- Tapas

Las tapas de la bobina serán dos placas de acero al carbono simple G10100 con un diámetro externo de 0,400 m y un espesor de 0,012 m. En su interior llevarán un orificio de 0,700 m de diámetro, 8 orificios pasantes en el borde interior para tornillos M4 y 24 orificios pasantes en el borde exterior para tornillos M6.

La tapa superior tendrá 2 orificios roscados para los conectores de refrigeración y otros 2 orificios roscados para las piezas aislantes de los bornes.

En la siguiente figura puede verse una imagen de la tapa superior.

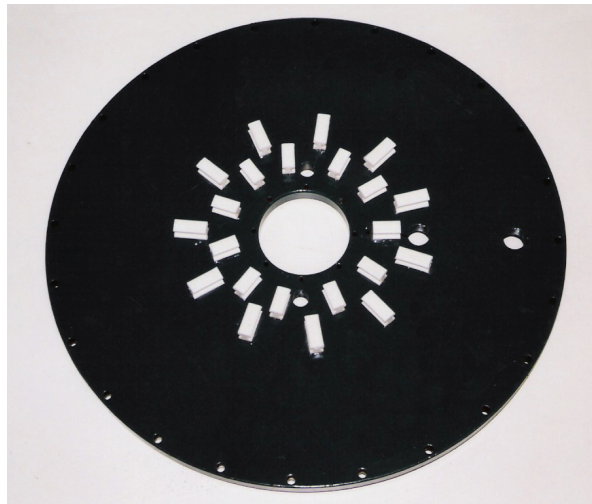


Figura 4.13. Detalle de la tapa superior de la bobina.

- Carcasa

La carcasa es un cilindro de 0,382 m de diámetro interno, 0,400 m de diámetro externo y 0,226 m de altura. En la parte inferior y superior se realizarán unos canales para insertar unas juntas tóricas de goma, que impidan la fuga del agua de refrigeración, y se taladrarán 24 orificios roscados para tornillos de 6 mm M6. Estará fabricada del mismo material que las tapas, acero al carbono simple G10100.

La carcasa estará fabricada del mismo material que las tapas, acero al carbono simple G10100, que permitirá concentrar las líneas de campo magnético hacia el interior del núcleo evitando, en la medida de lo posible, fugas magnéticas al exterior.

En la figura 4.14. se observa la carcasa y la junta tórica de la parte superior:

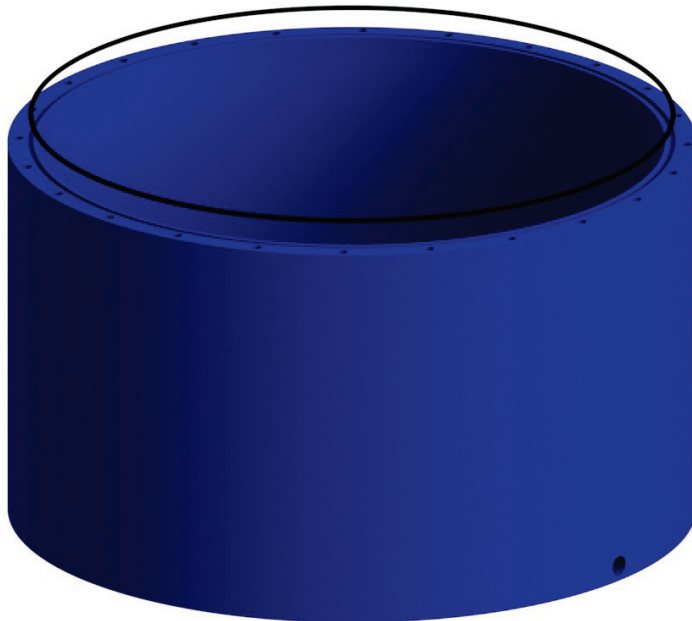


Figura 4.14. Carcasa de la bobina.

4.3.3.2.1. Bobinado y ensamblaje de la bobina electromagnética.

El bobinado y ensamblaje fue realizado por la empresa Transformadores GEDELSA S. A.[4.18], dedicada a la fabricación y reparación de transformadores de distribución y potencia.

En un primer paso se atornillaron las tapas al núcleo central, se soldó el conductor de cobre al borne interior y se situó el conjunto en la bobinadora. A continuación se procedió a iniciar el bobinado manual como se puede observar en la figura 4.15:

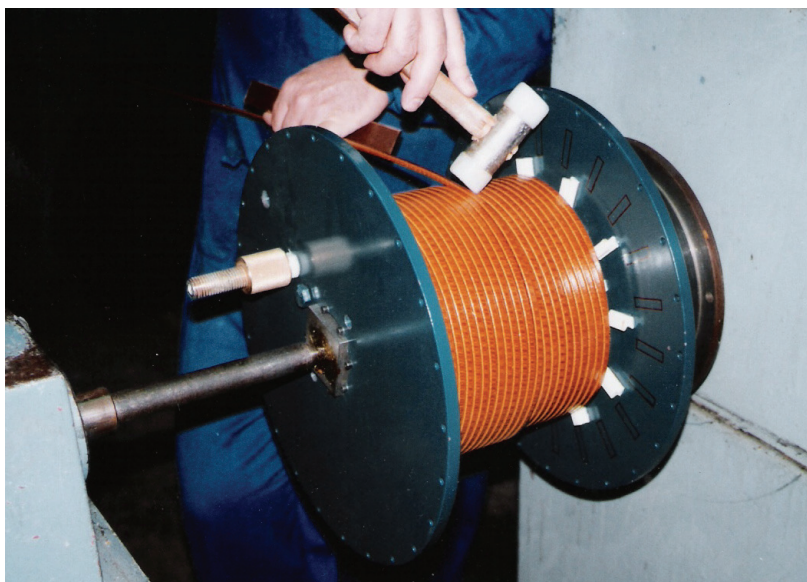


Figura 4.15. Bobinado Manual del conductor de cobre.

Una vez bobinadas las tres primeras capas se insertaron los separadores de fibra de vidrio y se siguieron bobinando otras cuatro capas de conductor.

En las figuras 4.16. se muestran dos detalles de la colocación de los separadores y apoyos de fibra de vidrio.

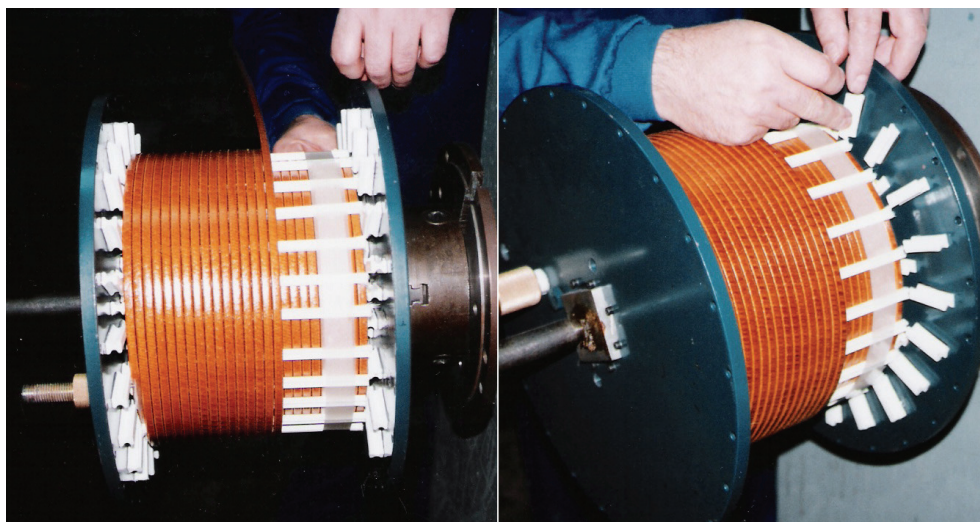


Figura 4.16. Colocación de los separadores de fibra de vidrio.

Terminado el bobinado de todas las espiras, se soldó el borne exterior y se ensambló la carcasa y los conectores para el agua de refrigeración.

4.3.4. Montaje de la instalación.

El generador de aerosol, el ciclón y los conductos de la instalación experimental se realizaron con metacrilato de metilo y el soporte para las parrillas filtrantes en aluminio, como se observa en la figura 4.17.

Los flujos de aire y aerosol se regularon con rotámetros y manómetros de agua y mercurio que se pueden observar en la figura 4.18.

Las muestras de partículas se recogían en filtros absolutos por medio de tomas isocinéticas y después de analizar su tamaño a través del analizador de partículas como se muestra en la figura 4.18. Se instaló un sistema de válvulas para dirigir el flujo de gas a diferentes filtros y al analizador, para poder trabajar en continuo sin necesidad de detener el proceso de filtración.



Figura 4.17. Imagen general de la instalación de filtración.

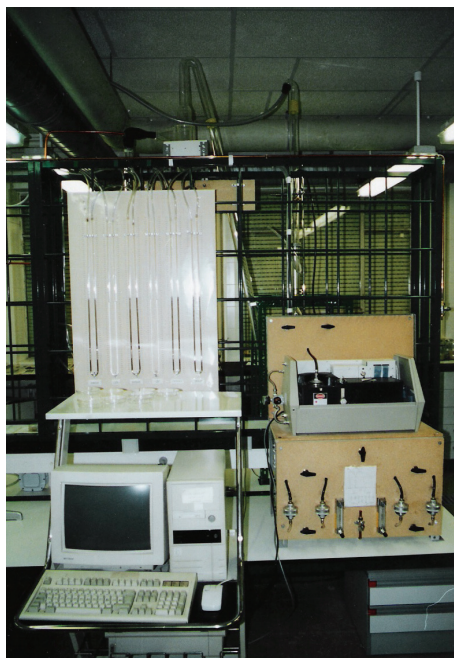


Figura 4.18. Manómetros, analizador de partículas y filtros para la toma de muestras.

Finalmente se instaló la bobina electromagnética con las entradas y salidas para el agua de refrigeración y las conexiones eléctricas a la fuente de alimentación de 7 kW, y, como se muestra en las figuras 4.19 y 4.20.



Figura 4.19. Bobina electromagnética y detalle de las conexiones.



Figura 4.20. Fuente de alimentación de 7 kW.

Las parrillas magnetizables se colocaron en el centro de la bobina, donde el campo magnético es más uniforme.

En la figura 4.21. se observa una imagen del conjunto de dos parrillas superpuestas empleado en varios experimentos. La separación de los alambres de las parrillas es de 1 mm, y permite el paso del aerosol con una pérdida de carga despreciable.



Figura 4.21. Conjunto de dos parrillas magnetizables.

Referencias.

- [4.1] Osberg, G. L., Charlesworth, D. H., “Elutriation in a fluidized bed”, Chem. Eng. Progr., 47, nº 11 (1951),p. 566.
- [4.2] de Lora, F., Miró Chavarría J., “Técnicas de defensa del Medio Ambiente”, Ed. Labor S.A., Barcelona (1978), p. 408-418.
- [4.3] Lucas, A., Casal, J., “Cálculo y diseño de lechos fluidizados: Parte II”, Ingeniería Química, Febrero (1984), p. 117.
- [4.4] Reist, P.C., “Aerosol Science and Technology”, Ed. McGraw Hill, New York (1993), p. 117-119.
- [4.5] Maroulis, Z.B. and Kremalis, C., “Development of an effective cyclone simulator under Excel”, Filtration and Separation, 32, nº 10 (1995), p. 969.
- [4.6] Albert, R.V., “Dust filtration with a magnetically stabilized fluidized bed”, Doctoral Thesis, Syracuse University, May (1983), p. 2.9.
- [4.7] Rodríguez, J.M., “Estudio de un filtro granular inmovilizado magnéticamente para la eliminación de partículas sólidas en corrientes gaseosas calientes”, Tesis Doctoral, Salamanca (1995), p. V-11.
- [4.8] Plantz, P.E., “Microtrac® X100 & SRA150: Operator’s Manual, 179551 Rev. B”; and “Microtrac® Dry Powder Sample: Operator’s Manual, 179528 rev A y 179529 rev. A”, Leeds & Northrup, September (1993).
- [4.9] Hinds, W.C., “Aerosol Technology: Properties, Behavior, and Measurement of Airborne Particles”, John Wiley and Sons, Inc., New York (1982), p. 168-170.
- [4.10] Rodríguez Maroto, J., “Validación de sistemas de retención de partículas”, Tema 23 del II Curso de Tecnología de partículas en procesos industriales y su influencia medioambiental, C.I.E.M.A.T., Madrid, Marzo (1998), p. 23.4.

- [4.11] Lucas, A. Casal, J., “Cálculo y diseño de lechos fluidizados: Parte I”, Ingeniería Química, Enero (1984), p. 138.
- [4.12] Kunii, D., Levenspiel, O., “Fluidization Engineering”, Ed. Butterworth-Heinemann, 2th Edition, Boston, U.S.A.(1991), p. 102-103.
- [4.13] Perry., R. M. “Manual del Ingeniero Químico”, MacGraw-Hill, New York (1992), p. 5.14.
- [4.14] Kunii, D., Levenspiel, O., “Fluidization Engineering”, Ed. Butterworth-Heinemann, 2th Edition, Boston, U.S.A.(1991), p. 105-106.
- [4.15] Smith, P.L., et al., “Discharge coef. through perforated plates at Reynolds Numbers of 400 to 3000”, AIChE Journal, September. (1958), p. 266.
- [4.16] Kolodzie, J.R., et al., “Discharge coef. through perforated plates”, AIChE Journal, September (1957), p. 308.
- [4.17] Iozia, D. L., Leith, D., “The Logistic Function and Cyclone Fractional Efficiency”, Aerosol Science & Technology , 12, (1990), p. 598-606.
- [4.18] Transformadores GEDELSA, S. A. Pol. Ind. El Montalvo I , C/ Zeppelin 46, 37008 Salamanca

Capítulo 5

Resultados y Discusión

Resultados y Discusión

5.1. Introducción.....	173
5.2. Resultados de elutriación.....	173
5.2.1. Conclusiones.....	203
5.3. Estudio del campo magnético.....	205
5.3.1. Conclusiones.....	209
5.4. Resultados de la filtración con parrillas magnetizables.....	210
5.4.1. Conclusiones.....	223
5.5. Otros resultados experimentales.....	225
5.5.1. Filtro granular estabilizado magnéticamente (MSF).....	225
5.5.1.1. Conclusiones.....	237
5.5.2. Índices de Filtración.....	239
5.5.2.1. Conclusiones.....	249
Referencias.....	250

5.1. Introducción.

En este capítulo se mostrarán los resultados obtenidos en los diferentes experimentos desarrollados en esta tesis. Dada la heterogeneidad de las pruebas realizadas, los resultados se agruparán en apartados, incluyendo los artículos publicados en revistas donde se han presentado estos resultados.

5.2. Resultados de elutriación.

La elutriación es una forma de separar partículas sólidas mediante el empleo de fuerzas fluidodinámicas.

Los problemas principales que se presentan en la elutriación son la atrición y la formación de aglomerados. Aunque la velocidad de atrición es poco importante en partículas finas menores de unas 100 μm . Para partículas de mayor tamaño el efecto es mucho más importante y ha de tenerse en cuenta.

Las causas de la atrición en lechos fluidizados pueden ser diversas, desde la forma de alimentación del sistema hasta el borboteo del lecho fluidizado, etc. Otro aspecto importante dentro de la atrición es la naturaleza de las propias partículas y del tamaño de las mismas. Es por ello por lo que la velocidad de atrición ha de ser tenida en cuenta en estos procesos, por la cantidad de finos que pueda producir y que hace disminuir el rendimiento del proceso así como presentar problemas de polución. [5.1]

Desde el punto de vista de la fluidización, es evidente que, en general, las partículas finas de baja densidad fluidizan más uniformemente, siempre y cuando no sean tan pequeñas que las fuerzas de atracción de London-Van der Waals sean lo suficientemente fuertes para que éstas se adhieran formando aglomerados.

Ello motiva que, como es sobradamente conocido, los lechos que mejor fluidizan son los lechos con diferentes tamaños de partículas, en vez de los de tamaño de partícula uniforme [5.2].

También es conocido el hecho de que cuando partículas de polvo se mezclan con partículas de mayor tamaño, éstas se aglomeran entre sí o bien se unen a las partículas más grandes, pudiendo incluso recubrirlas.

Otro problema que presentan los finos, sobre todo partículas de menores de 20 μm , además de la formación de aglomerados, es la formación de fisuras y canales preferenciales dentro de los lechos fluidizados.

Se puede decir, sin embargo y de forma general, que la adición de finos mejora las condiciones de fluidización.

A tal fin se ha llevado a cabo un estudio de fluidización-elutriación con el fin de conocer los procesos de atrición y aglomeración de pequeñas partículas de óxidos de hierro, para utilizarlo como generación de alimentación del filtro de parrillas, compararlo después con un lecho fluidizado estabilizado magnéticamente y finalmente comparar los diferentes parámetros de calidad de un filtro a fin de determinar la bondad de cada proceso.

Para ello se han realizado diferentes experimentos empleando varios lechos formados por partículas de óxido de hierro y arena, y por partículas de óxido de hierro y esferas de vidrio.

Las partículas de óxido de hierro empleadas fueron de diferentes tamaños, todos ellos inferiores a 74 μm , de forma que este polvo puede ser considerado tipo C en la clasificación de partículas de Geldart, partículas difíciles de fluidizar, que presentan problemas de adhesión.

Las partículas de arena y las esferas de vidrio fueron de tamaño inferior a 210 μm , tipo B en la clasificación de Geldart, y de un tamaño muy superior al de las partículas de óxido de hierro, y no elutriables en las condiciones de operación.

Debido a que el peso de las partículas elutriables era muy pequeño comparado con el peso inicial del lecho, éste se consideró constante.

En las figuras 5.1, 5.2 y 5.3 pueden observarse imágenes de microscopía electrónica de barrido (SEM) de la arena utilizada en el lecho, de las esferas de vidrio con el óxido de hierro y del óxido de hierro elutriado.

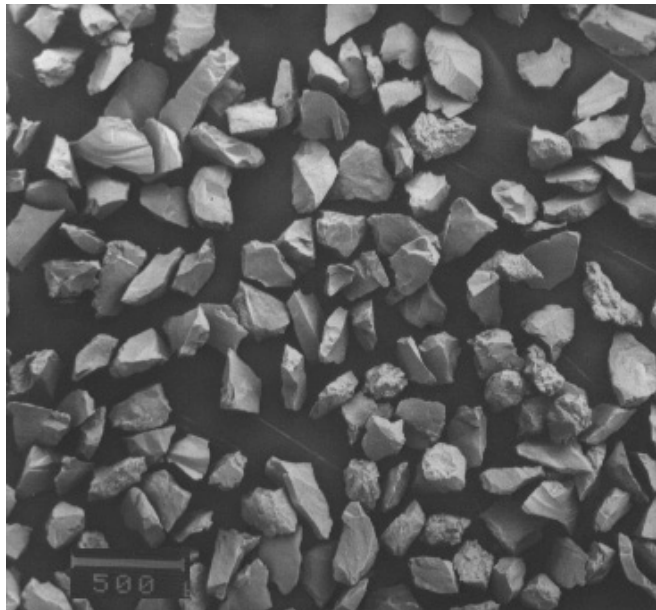


Figura 5.1. Fotografía por microscopía electrónica de barrido (SEM) de la arena utilizada en el lecho (30 aumentos).

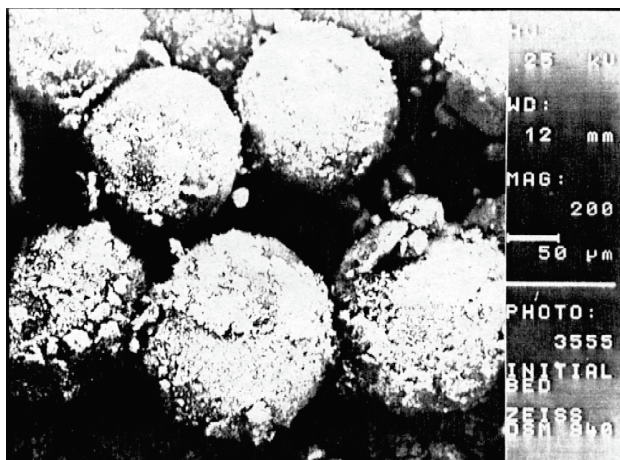


Figura 5.2. Fotografía por microscopía electrónica de barrido (SEM) de las esferas de vidrio utilizadas en el lecho (200 aumentos).

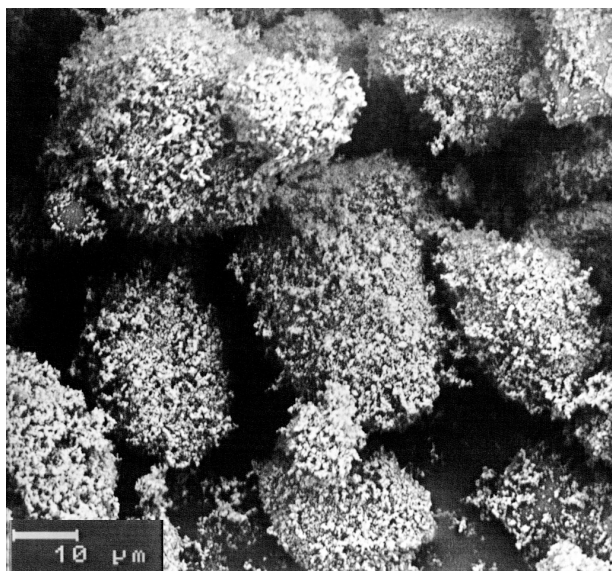


Figura 5.3. Fotografía por microscopía electrónica de barrido (SEM) del óxido de hierro elutriado (1000 aumentos).

En las figuras se observa que los lechos de arena utilizados presentan una gran irregularidad, frente a la forma esférica de las partículas de vidrio. Sin embargo, la distribución de tamaños y forma de las partículas de óxido de hierro elutriado fue bastante similar en todos los casos.

A partir de la experimentación se determinaron las velocidades de elutriación con la ecuación (5.1) y las constantes de velocidad de elutriación con las ecuaciones (5.2) y (5.3), así como los procesos de atrición y aglomeración del lecho.

$$W = \left(W_{e,o} - \frac{R_a}{K_e} \right) + R_a t \quad (5.1)$$

$$\ln \left[1 - \frac{W - R_a t}{W_{e,o} - \left(\frac{R_a}{K_e} \right)} \right] = -K_e t \quad (5.2)$$

$$K_e = \frac{K_e^* A_b}{W_{e,o}} \quad (5.3)$$

Los resultados fueron correlacionados a partir de las ecuaciones (5.4) y (5.5).

Lecho de arena y óxido de hierro:

$$\frac{K_i^* d_{pi}^2 g}{\mu (u_o - u_{ti})^2} = 1,5 \times 10^{-5} \left(\frac{d_{pi} u_{ti} \rho_g}{\mu} \right)^{0.6} + 2 \times 10^{-4} \left(\frac{d_{pi} u_{ti} \rho_g}{\mu} \right)^{1.2} \quad (5.4)$$

Lecho de esferas de vidrio y óxido de hierro:

$$\frac{K_i^* d_{pi}^2 g}{\mu (u_o - u_{ti})^2} = 1,5 \times 10^{-9} \left(\frac{d_{pi} u_{ti} \rho_g}{\mu} \right)^{0.6} + 2,5 \times 10^{-5} \left(\frac{d_{pi} u_{ti} \rho_g}{\mu} \right)^{1.2} \quad (5.5)$$

Dichas correlaciones son similares a la de Yagi y Aochi que relaciona la constante cinética de elutriación con el diámetro de partícula, teniendo en cuenta el factor de esfericidad, viscosidad y velocidad superficial del aire, así como la velocidad terminal de las partículas.

En los dos artículos que se muestran a continuación se recogen estos estudios para los dos tipos de lecho.

ARTÍCULO

Elutriación de partículas de óxido de hierro en lechos fluidizados.

Fenómenos de atricción y aglomeración.

***Información Tecnológica*, 2 (1999) 103-108**

ELUTRIACION DE PARTICULAS DE OXIDO DE HIERRO EN LECHOS FLUIDIZADOS. FENOMENOS DE ATRICION Y AGLOMERACION

J.M. RODRIGUEZ, A. ALVARO, J.R. SANCHEZ y A.M. ESTEVEZ

Univ. de Salamanca, Depto. de Ing. Química y Textil, Plaza de los Caídos Nº1-5, 37008 Salamanca - España
(e-mail: jesusr@gugu.usal.es)

RESUMEN

El objeto de este trabajo es el estudio de la elutriación en lecho fluidizado de partículas de óxido de hierro de diferentes tamaños, determinando la magnitud de los procesos de aglomeración y atrición en este tipo de polvo, cuyas partículas pertenecen al tipo C en la clasificación de Geldart. Se utilizó un lecho fluidizado constituido por una mezcla de partículas de arena y de óxido de hierro, siendo las de arena más grandes que las de óxido de hierro. Las variables consideradas en el estudio fueron la velocidad superficial del gas, el peso inicial de las partículas en el lecho y el tamaño de las partículas de óxido de hierro elutriables. Se determinaron las constantes de elutriación y se comparó los resultados con los de los modelos teóricos descritos en la literatura. Se encontró un ajuste aceptable con la correlación de Yagi-Aochi. También se confirmó que las partículas más pequeñas no eran las más fácilmente elutriadas.

ELUTRIATION OF IRON OXIDE PARTICLES IN FLUIDIZED BEDS. ATTRITION AND AGGLOMERATION PHENOMENA

ABSTRACT

Elutriation in a fluidized bed formed by different size of iron oxide particles has been experimentally studied. The magnitude of the agglomeration and attrition processes in this type of powder was determined. The iron oxide particles belong to the type C in the Geldart classification. A fluidized bed formed by a mixture of sand and iron oxide particles was used, being the sand particles bigger than those of iron oxide. The variables considered in the study were the superficial gas velocity, the initial weight of the particles in the bed and the size of the elutriable iron oxide particles. Elutriation constants were determined and the results were compared with those of theoretical models described in the literature. An acceptable agreement with a modified Yagi-Aochi correlation was found. Also it was confirmed that the smallest particles were not the most easy to elutriate.

Keywords: fluidization, elutriation, agglomeration, attrition, iron oxide

INTRODUCCION

El óxido de hierro es un producto importante en ciertos sectores industriales (Nord, 1952; Recalde y López, 1952; Thorp, 1955). La aplicación más frecuente es en la metalurgia del hierro. Desde el punto de vista medioambiental, la manufactura del hierro y acero a partir de hierro mineral implica varios procesos que pueden causar contaminación atmosférica.

En diversos procesos físico-químicos de la industria siderúrgica pueden emitirse corrientes gaseosas con agentes contaminantes, tales como monóxido de carbono, amoníaco, anhídrido sulfuroso, hidrocarburos, dióxido de carbono, compuestos orgánicos, carbón y coque originados a partir del combustible usado, y partículas de óxido de hierro, junto con óxidos de otros elementos (Sanz, 1991; De la Cuadra y Limpo, 1992). Así, el análisis de los gases emitidos por un horno Siemens con aire enriquecido muestra que más del 90 % está formado por óxidos de hierro, Fe_2O_3 y FeO (De Lora y Miró, 1978; García et al., 1984). La limpieza de estos gases es difícil y relativamente cara (De Lora y Miró, 1978). De hecho, en la industria siderúrgica, la captura de las partículas más pequeñas contenidas en los gases emitidos se realiza, principalmente, por medio de filtros de mangas (García et al., 1984), así como escróberes Venturi y precipitadores electrostáticos, los cuales presentan una disminución de la eficacia en la captura de partículas de un tamaño inferior a $2 \mu m$ (Dibbs y Marier, 1977).

Por otro lado, la elutriación es un proceso según el cual las partículas de menor tamaño son continuamente eliminadas, por medio de una corriente de fluido, de un lecho fluidizado compuesto por un amplio espectro de tamaños de partículas (Kono, 1981; Osberg y Charlesworth, 1951). Un problema en el estudio de la elutriación es la atrición y la aglomeración de dichas partículas.

La facilidad con que las partículas puedan ser fluidizadas por un gas depende de sus propiedades (Zenz, 1971). Así, las de baja densidad fluidizan más homogéneamente que aquellas de mayor densidad. En nuestro caso las propiedades de las partículas son muy importantes, ya que las de óxido de hierro de pequeño tamaño, debido a su densidad, pueden ser incluidas en el grupo C en la clasificación de partículas de Geldart (Geldart, 1973). Estas partículas tipo C muestran gran tendencia a la adhesión entre ellas en el interior del lecho fluidizado, y cuando el flujo de gas aumenta, se abren canales desde el distribuidor hasta la superficie del lecho. Con velocidades más altas o con agitación mecánica este tipo de partículas se fluidizan en forma de aglomerados. Si se aumenta más la velocidad, se produce un transporte neumático o elutriación (Perry, 1992).

Por todo esto se indica la conveniencia de estudiar los procesos de aglomeración y atrición de las partículas de óxido de hierro a fin de conseguir un generador de aerosoles, teniendo en cuenta que el fin principal es determinar la eficacia de captura de partículas en un nuevo filtro que está siendo diseñado y desarrollado de acuerdo con las propiedades magnéticas de las partículas de óxido de hierro.

EXPERIMENTAL

La figura 1 muestra un esquema de la instalación utilizada. Se hace pasar aire por una columna (7) de 4.6 cm. de diámetro interno y 1 m de longitud, cuyo caudal se ajusta por medio de las válvulas (2, 3). Las partículas de óxido de hierro y arena se encuentran en el lecho (8) colocado sobre un distribuidor. Dicho distribuidor fue diseñado siguiendo la teoría propuesta por Lucas y Casal, 1984 y consistió en una placa perforada de metalcristal de metilo con 48 orificios de 1 mm de diámetro con una disposición geométrica hexagonal obteniéndose una fracción de área libre de 2.27 %. Al final de la columna se encuentra un filtro absoluto (9) en el que se recogen las partículas de óxido de hierro que han sido elutriadas. La velocidad mínima de fluidización del lecho, u_{mf} , era de 0.09 m/s. Posteriormente se determina la distribución de tamaños de partícula de óxido de hierro elutriado empleando un Microtrac SRA 150, procediendo según se indica en su manual de operación (Leeds & Northrup, 1993), y usando un baño de ultrasonidos para la preparación de muestra cuando se desea determinar el tamaño de las partículas individuales de óxido de hierro.



Fig. 1: Esquema de la instalación utilizada.

Las variables experimentales consideradas en este trabajo incluyen la variación en la velocidad superficial del aire, el porcentaje de óxido de hierro en el lecho, el diámetro de partículas de óxido de hierro, la altura y el peso del lecho. Un resumen de las condiciones experimentales se muestra en la tabla 1.

Tabla 1: Condiciones experimentales

Tamaño de partículas de Fe ₂ O ₃ (µm)
0.750-74
Tamaño de partículas de arena (µm)
149-177, 177-210
% en masa de Fe ₂ O ₃ en el lecho
6.67, 9.09, 11.76, 13.04, 100
Altura del lecho (m)
0.154, 0.145, 0.105, 0.080, 0.05
Velocidad superficial del gas (m/s)
0.378, 0.283, 0.189, 0.151

RESULTADOS

Desarrollo teórico

La velocidad de elutriación de partículas de tamaño *i* desde un lecho fluidizado operando en continuo es directamente proporcional a su concentración (Colakyan y Levenspiel, 1984).

$$-\frac{dX_i}{dt} = \frac{K_i^*AX_i}{W} = K_iX_i \quad (1)$$

Por otro lado la velocidad de elutriación también puede expresarse, considerándola como un proceso cinético de 1^{er} orden, según la siguiente expresión.

$$-\frac{dW_i}{dt} = K_iW_i \quad (2)$$

donde *K_i^{*}* y *K_i* son dos formas de la constante de velocidad de elutriación.

Si suponemos la masa total de los sólidos en el lecho, *W*, aproximadamente constante durante todo el periodo que dura la experimentación, y si la atrición y formación de finos es despreciable, integrando la ecuación (2), en términos de masa de partículas de tamaño *i* que han sido elutriadas desde el lecho, *W_{ie}*, se tiene.

$$W_{ie} = W_{i0} (1 - e^{-K_i t}) \quad (3)$$

donde *W_{i0}* es la masa inicial de partículas de tamaño *i* en el lecho.

En procesos de atrición se tiene una generación continua de finos de tamaño *i* en el lecho, *F_i*, y por tanto la ecuación diferencial (2) se modifica.

$$-\frac{dW_i}{dt} = K_iW_i - F_i \quad (4)$$

Integrando dicha expresión,

$$W_{ie} = W_{i0} (1 - e^{-K_i t}) + F_i t - \frac{F_i}{K_i} (1 - e^{-K_i t}) \quad (5)$$

en la que el primer término representa los sólidos de tamaño *i* que se encontraban inicialmente en el lecho. Los dos últimos términos representan la eliminación del lecho de partículas de tamaño *i* que han sido generadas por atrición.

Resultados

Teniendo en cuenta este desarrollo teórico, se llevarán a cabo experimentos para estudiar los procesos de atrición y aglomeración de partículas pequeñas de óxido de hierro con el fin de determinar su comportamiento cuando son fluidizadas y elutriadas.

En la figura 2 se muestra el tamaño individual de las partículas de óxido de hierro antes y después de la fluidización. Se observa que después de la fluidización el porcentaje de partículas de unas 2 µm es mayor, desapareciendo las partículas de mayor tamaño (6-14 µm). Este resultado confirma el proceso de atrición de las partículas de óxido de hierro en el lecho.

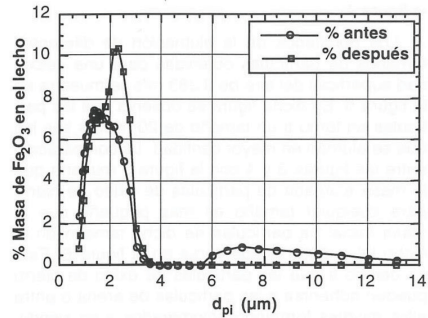


Fig. 2: Tamaño individual de partícula en el lecho antes y después de la fluidización. (*u_c*=0.151 m/s, *d_c*=149-177 µm, *Z*=10.5 cm)

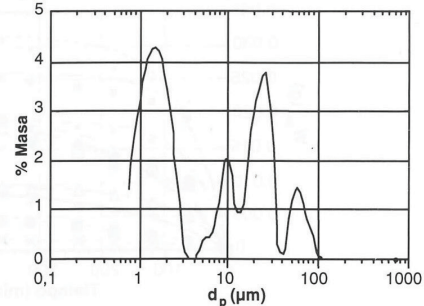


Fig. 3: Distribución de tamaño de partícula de Fe₂O₃ en el lecho antes de la elutriación.

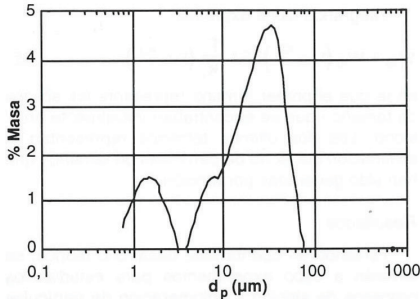


Fig. 4: Distribución de tamaño de partícula de óxido de hierro elutriado. ($u_0=0.283$ m/s, $d_p=149-177$ μm , $Z=10.5$ cm).

Por otra parte, si se mide la distribución de tamaños de partícula en el lecho antes (figura 3) y después (figura 4) de la elutriación sin usar ultrasonidos, se obtienen tamaños mayores que los correspondientes al tamaño individual de partícula (figura 2). Estos tamaños mayores aparecerían debido a la aglomeración de las partículas de óxido de hierro, y son estos tamaños los que participan en la elutriación, tal y como puede verse en la figura 4.

Los resultados de la elutriación de diferentes tamaños de partículas obtenidas para una velocidad superficial del aire de 0.283 m/s se muestra en la figura 5. En dicha figura se observa que las partículas en torno a un tamaño de 20 micras son las que se elutrian en mayor cantidad. La comparación entre las figuras 3 y 4 con la figura 5 muestra que la masa elutriada de partículas de óxido de hierro para cualquier tamaño es más pequeña que la masa inicial de partículas de dicho tamaño en el lecho tal y como puede verse en la figura 6. Esto es debido a que las partículas de óxido de hierro pueden adherirse a las partículas de arena o entre ellas mismas formando aglomerados y no siendo, por tanto, elutriadas.

Para todas las velocidades utilizadas en la experimentación se obtuvieron resultados parecidos.

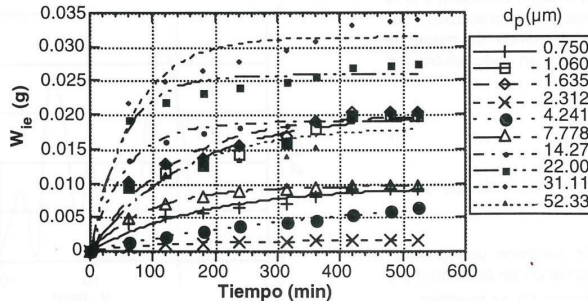


Fig. 5: Masa acumulativa de partículas de óxido de hierro elutriadas a $u_0=0.283$ m/s.

Como ya se ha dicho, en la figura 6 se representan la masa inicial para cada tamaño de partícula de óxido de hierro puesta en el lecho, la masa elutriada para cada tamaño de partícula (obtenida a partir de la ecuación 3) y nuestros resultados experimentales. En dicha figura se observa que la masa de las partículas elutriadas para cada tamaño es menor que la inicialmente colocada en el lecho. Esto indica que las partículas de óxido de hierro se adhieren a la arena o bien entre ellas y no participan en la elutriación. Este resultado también fue obtenido por otros investigadores (Liu y Kimura, 1993).

En definitiva, puede decirse que estos resultados muestran que los procesos de adhesión o aglomeración son predominantes respecto a los de atrición para partículas de óxido de hierro.

En cuanto a la obtención de las constantes de elutriación K_i^* y K_i , si tenemos en cuenta la bibliografía (Colakyan y Levenspiel, 1984) y la ecuación (1):

$$K_i = \frac{K_i W}{A} \quad (6)$$

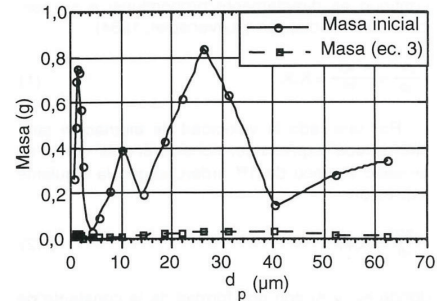


Fig. 6: Masa inicial para cada tamaño de partícula de óxido de hierro puesta en el lecho, y masa elutriada (ecuación 3, aplicando los resultados experimentales).

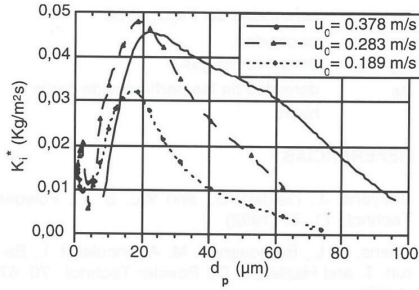


Fig. 7: Constantes de velocidad de elutriación para distintos tamaños de partícula.

En la figura 7 se ilustra el efecto del tamaño de partícula sobre la constante de elutriación K_i^* .

En dicha figura se observa que, para partículas pequeñas, K_i^* es prácticamente la misma a las diferentes velocidades superficiales del aire. Sin embargo, para partículas mayores, K_i^* crece a medida que aumenta la velocidad. Puede comprobarse así mismo que la constante de velocidad de elutriación es más alta para partículas de alrededor de 20 μm , al igual que se observó en la figura 5, de tal manera que éstas son más fácilmente elutriadas que otras de menor tamaño (Briens et al., 1992). Este hecho está en contradicción con la suposición hecha por los modelos existentes para la predicción del flujo y de la distribución de tamaños de partículas elutriadas. Las partículas más pequeñas no son fácilmente eliminadas por elutriación de un lecho compuesto por una mezcla de varios tamaños, aunque puede ocurrir que estas partículas pequeñas se aglomeren con otras más grandes. Este resultado puede ser explicado teniendo en cuenta las fuerzas interparticulares (Briens et al., 1992).

Finalmente, las constantes de elutriación K_i^* obtenidas han sido comparadas con la correlación de Yagi y Aochi (Kunii y Levenspiel, 1991) mostrada en la ecuación 7.

$$\frac{K_i^* d_p^2 g}{\mu(u_0 - u_{ti})^2} = 0.0015 \left(\frac{d_{pi} u_{ti} \rho_g}{\mu} \right)^{0.6} + 0.01 \left(\frac{d_{pi} u_{ti} \rho_g}{\mu} \right)^{1.2} \quad (7)$$

Obteniéndose buenos resultados cuando se modifican los coeficientes de dicha correlación y adquieren los nuevos valores expresados en la ecuación 8. Este hecho puede observarse en la figura 8.

$$\frac{K_i^* d_p^2 g}{\mu(u_0 - u_{ti})^2} = 1.5 \cdot 10^{-5} \left(\frac{d_{pi} u_{ti} \rho_g}{\mu} \right)^{0.6} + 2 \cdot 10^{-4} \left(\frac{d_{pi} u_{ti} \rho_g}{\mu} \right)^{1.2} \quad (8)$$

CONCLUSIONES

Se observó la atrición de las partículas de óxido de hierro en el interior de un lecho fluidizado durante las pruebas de elutriación.

Por otra parte, también se comprobó que existe aglomeración o adhesión de las partículas de óxido de hierro a las partículas de arena y entre ellas mismas, de tal manera que la cantidad de partículas de un cierto tamaño que sufren elutriación es menor que la cantidad inicialmente puesta en el lecho. También se observó que los procesos de atrición son despreciables comparados con los de aglomeración.

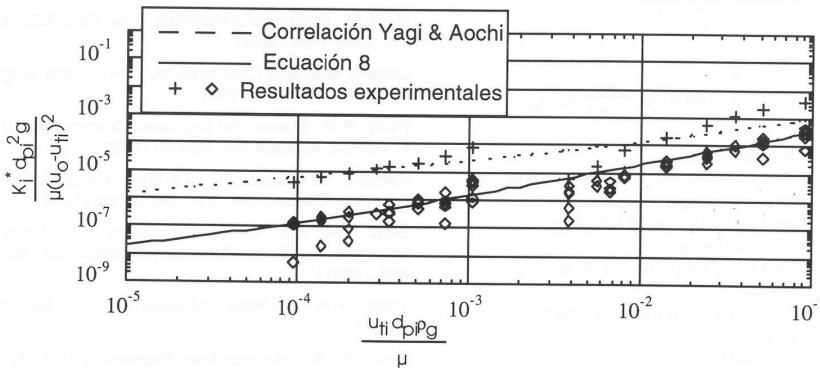


Fig. 8: Comparación entre la correlación de Yagi y Aochi y los resultados experimentales.

Para todas las velocidades utilizadas, a partir de las K_i^* obtenidas, las partículas menores de 10 μm no fueron tan fácilmente elutriadas como las de 20 μm . En la práctica, partículas más pequeñas de unas 15 μm no pueden ser eliminadas selectivamente por elutriación. Desde un punto de vista teórico, esto está en contradicción con las suposiciones hechas por los modelos teóricos.

Los resultados experimentales fueron comparados con diferentes correlaciones (Baeyens et al., 1992) tales como Yagi and Aochi (1955), Zenz and Weil (1958), Wen and Hanshinger (1960), Tanaka et al. (1972), Merrick and Highley (1974), Geldart et al. (1979), Wen and Chen (1982), Colakyan and Levenspiel (1984), y Baeyens et al. (1992). Se encontró que existía una buena concordancia con la correlación de Yagi y Aochi cuando los coeficientes de dicha correlación varían y toman el valor de $1.5 \cdot 10^{-5}$ y $2 \cdot 10^{-4}$ respectivamente.

NOMENCLATURA

A	área transversal del lecho.
d_{pi}	diámetro de partículas de Fe_2O_3 .
d_s	diámetro de partículas de arena.
F_i	generación de finos de tamaño i en el lecho.
g	aceleración de la gravedad.
K_i^*	constante de velocidad de elutriación [$\text{Kg}/\text{m}^2\text{s}$].
K_i	constante de velocidad de elutriación [s^{-1}].
t	tiempo.
u_{mf}	velocidad mínima de fluidización.
u_0	velocidad superficial del aire.
u_{ti}	velocidad terminal de las partículas de tamaño i .
$(u_{ti})_{\text{esf}}$	velocidad terminal para partículas esféricas, $\frac{0.153g^{0.71}d_{pi}^{1.14}(\rho_s - \rho_g)^{0.71}}{\rho_g^{0.29}\mu^{0.43}}$
$(u_{ti})_{\text{no-esf}}$	velocidad terminal para partículas no esféricas, $0.843 \cdot \log\left(\frac{\phi_s}{0.065}\right)(u_{ti})_{\text{esf}}$
W	masa del lecho.
W_i	masa de partículas de tamaño i en el lecho en cualquier instante.
W_{ie}	masa de partículas de tamaño i elutriadas del lecho.
W_{i0}	masa inicial de partículas de tamaño i en el lecho.
X_i	fracción de masa de sólidos de tamaño i en el lecho.
Z	altura del lecho.
ϵ	porosidad del lecho, 0.34.

ϕ_s	esfericidad del Fe_2O_3 , 0.36.
μ	viscosidad.
ρ_g	densidad del gas.
ρ_s	densidad de las partículas de óxido de hierro.

REFERENCIAS

- Baeyens, J., Geldart, D., and Wu, S. Y., Powder Technol., 71, 71 (1992)
- Briens, C. L., Bergougnou, M. A., Incelet, I. I., Barron, T. and Hazlett, J. D., Powder Technol.: 70, 57 (1992) .
- Colakyan, M. and Levenspiel, O., Powder Technol.: 386, 223 (1984)
- De la Cuadra, A. y Limpo, J. L., Química e Industria, 32 (1), 27 (1992).
- De Lora, F. and Miró, J., Técnicas de Defensa del Medio Ambiente: Minería, Metalurgia y Siderurgia.", Ed. Labor S.A., Barcelona, (1978).
- Dibbs, M.P. and Marier, P., AIChE Symp. Ser.: 71 (147), 60 (1977)
- García, F., Fernández, M., Ruiz, J.C. y Medina, F., Separación por medios magnéticos de sólidos en humos de instalaciones metalúrgicas, VIII Congreso Internacional de Minería y Metalúrgicas, Barcelona (1984).
- Geldart, D., Powder Technol.; 7,285 (1973).
- Kono, H., AIChE Symp. Ser. 77: (205), 96 (1981).
- Kunii, D. and Levenspiel, O., Fluidization Engineering, Butterworth-Heinemann, 2nd ed., USA (1991).
- Leeds&Northrup, Microtrac X100&SRA150, Operator's Manual 179551 Rev. B. (1993.)
- Liu, Y.D. and Kimura, S., Powder Technol.: 75, 189 (1993)
- Lucas, A., y Casal, J., Ingeniería Química, 178, 137 (1984).
- Nord, M., Engineering Materials, John Wiley&Sons, Inc., New York (1952)
- Osberg, G.L. and Charlesworth, D.H., Chem. Eng. Prog.: 47 (11), 566 (1951)
- Perry, R.H., Manual del Ingeniero Químico, Vol. 2, 6^a edición. McGraw-Hill, México (1992)
- Recalde, S. y López, R., La Gran Industria Química, Ed. Gustavo Gili, S.A., Barcelona (1952)
- Sanz Saa, J.M., La contaminación atmosférica, Ministerio de Obras Públicas y Transportes, Madrid, (1991)
- Thorp, F.H., Química Industrial, Vol. 1, Madrid (1955)
- Zenz, F. A., Hydrocarbon Processing: 50, 103 (1971).

ARTÍCULO

Fluidization and elutriation of iron oxide particles. A study of attrition and agglomeration processes in fluidized beds

Powder Technology, 111 (1999) 218-230



Fluidization and elutriation of iron oxide particles. A study of attrition and agglomeration processes in fluidized beds

J.M. Rodríguez^a, J.R. Sánchez^a, A. Alvaro^a, D.F. Florea^b, A.M. Estévez^{a,*}

^a Departamento de Ingeniería Química y Textil, Plaza de los Caídos, 1-5, Universidad de Salamanca, 37008 Salamanca, Spain

^b Department of Chemical Engineering, Polytechnic University of Bucharest, Bucharest, Romania

Received 1 February 1998; received in revised form 1 August 1999; accepted 7 December 1999

Abstract

Elutriation is a way of separating particles by means of fluidodynamic forces as well as a very common method to generate solid aerosols to be used for many different purposes. In this work, a study of the elutriation of different size iron oxide particles from a fluidized bed has been carried out in order to determine the elutriation rate constants and the magnitude of the attrition and agglomeration processes in a fluidized bed of this sort of powder, which can be considered as C-type in Geldart's particle classification.

The fluidized bed was formed by a mixture of sand and iron oxide particles. Sand particles were much bigger than iron oxide particles and the weight of the latter particles, which were elutriated was very small compared with the initial weight in the bed so that the weight of the bed could be considered as a constant. Theory about elutriation and its application to study the iron oxide behaviour and to determine the elutriation rate constants are presented. Experimental results showed the importance of attrition and agglomeration in iron oxide powders. The smallest iron oxide particles were not those most easily elutriated from fluidized beds of mixed size particles. These particles may be agglomerated between them or with larger sand particles. Elutriation results were compared with previous literature and it was found that a correlation similar in form to Yagi and Aochi's correlation fits the experimental results quite well. © 2000 Elsevier Science S.A. All rights reserved.

1. Introduction

Ferric oxide is a very important chemical in certain industrial sectors [1]. The most frequent application is in iron metallurgy [2]. It also is employed as catalyst of contact in the manufacture of sulphuric acid, as material for electrodes, and mixed with other oxides, as pigment in paints. Another important application is the production of recording supports [3] where different iron oxides (FeO, Fe₃O₄, α-Fe₂O₃ and γ-Fe₂O₃) are found in films with thickness in the range from several hundred to a thousand angstroms.

From the environmental point of view, the manufacture of the iron and steel from iron mineral implies many

processes that can cause atmospheric pollution. In various physico-chemical processes in the siderurgical industry gaseous streams that contain pollutant agents, such as particulates, carbon monoxide, sulfur compounds, cyanides, fluorides, benzene compounds [4], a vast range of gaseous organic compounds, coal and coke powders originating from the used fuels, as well as particles of iron oxide together with oxides of other elements [5] may be issued. For example, the analysis of the gases issued by an open oven with enriched air shows that the emitted particles are mostly iron oxides [6].

Elutriation of particles is a process whereby particles are continuously removed by means of a fluid flow from a fluidized bed composed of a range of particle sizes [7,8]. The understanding of the elutriation process of solid particles had in the 1960s became progressively important, not only due to the increased use of fluidized bed techniques in industrial plant operations, but also because of the convenience of this process as a method of particle separation [9].

* Corresponding author. Tel.: +34-923-29-44-79; fax: +34-923-29-45-74.

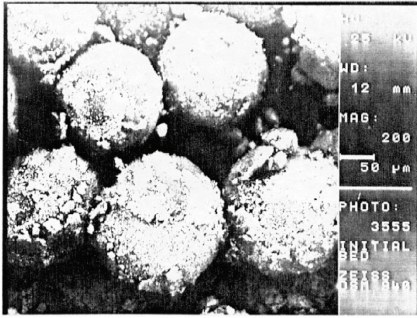


Fig. 1. Scanning Electron Micrograph (SEM) of the initial bed. Iron oxide particles (white colour) are in one of three forms: elutriable freely moving fines, agglomerates of fines and fines attached to large spherical sand particles.

Table 1
Physical properties of particles

	d_p (μm)	ρ_p (kg/m^3)	ϕ_s (-)
Iron oxide particles	< 74	4799	0.36
Sand particles	149-210	2481	1

rate of fine solid particles in a fluidized bed is small, as it was pointed out by Zenz [10], the attrition rate of the relatively coarse solid particles is considerably larger. There are many sources of attrition in a fluidized bed system. Some of them, such as screw feeding, act only once and are considered instantaneous events. Others, such as bubbling in the bed, act over time. Another distinction in attrition sources is whether they are surface related, such as grid attrition, which acts in the zone of the grid surface, or calcination, which acts throughout the entire bed volume [11]. So the attrition rate in fluidized beds must be taken into account [7]. The properties of the solid particles have a very important influence on fluidization and elutriation. In general, fine low-density particles fluidize more

One problem in the study of elutriation is the attrition and agglomeration of solid particles. Although the attrition

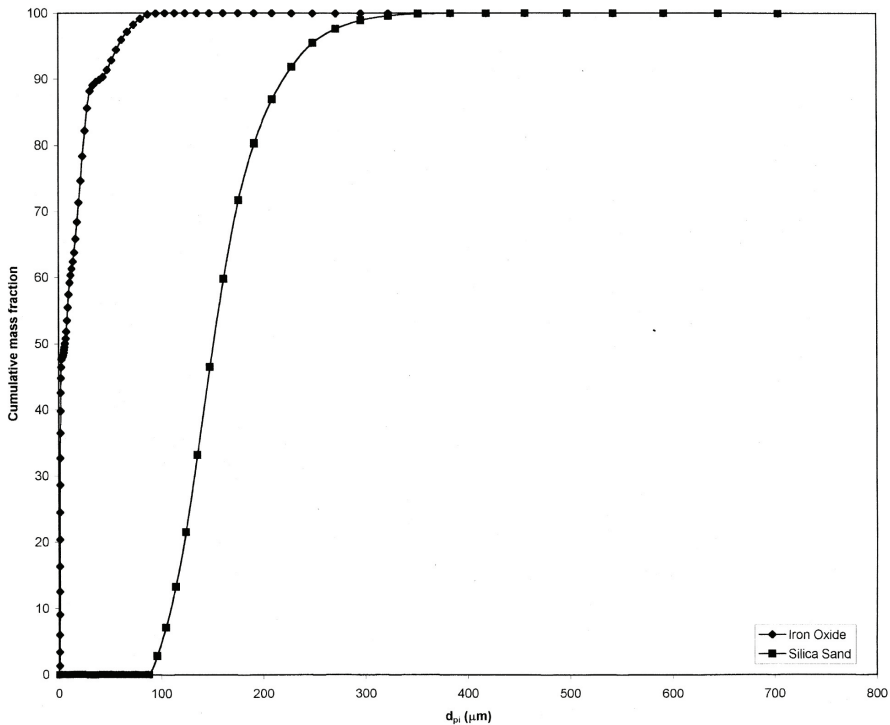


Fig. 2. Initial sand and iron oxide particle size distributions.

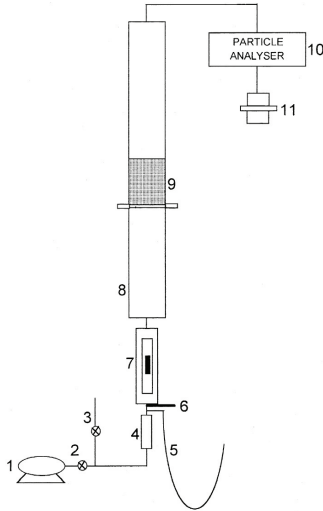


Fig. 3. Experimental set-up. (1) Compressor, (2 and 3) Valves, (4) Silica gel dryer, (5) Manometer, (6) Thermometer, (7) Rotameter, (8) Column, (9) Bed, (10) Particle analyser, (11) Absolute filter.

evenly than large dense ones, provided that they are not so small that the London–Van der Waals attractive forces are enough for the particles to adhere together strongly. For very fine particles these attractive forces can be three or more orders of magnitude greater than their weight. Particles of mixed sizes will usually fluidize more evenly than those of uniform size [12]. Also, it has been known that, when fine powder is mixed with large particles in a fluidized bed, the fine powder not only forms agglomerates but also coats or attaches to the larger particles [13]. When the particles are smaller than 20 μm , even dry, they tend to behave as softening and form agglomerates, fissures or channels in the bed. The bulk addition of fines to a bed results generally in better fluidization [14].

In our case the properties of the particles are very important since the iron oxide particles have a small size and due to their density can be included in the group C of Geldart’s particle classification [15]. Geldart-C particles show a great tendency to adhesion in fluidized beds and when the gas flow is increased the gas opens channels that are extended from the gas distributor until the surface of the bed. With higher velocities or with mechanical agitation or vibration, this type of particle is fluidized in the form of agglomerates and with an additional increase in the gas velocity results in pneumatic transportation or elutriation [14]. For Geldart-C particles, inter-particle forces exercise a greater influence than the gravitational force on the particles [16–18].

Morooka et al. [19] studied the fluidizability of several powders and determined that some of the powders could be fluidized when gas velocity was in excess of their apparent minimum fluidization velocities, because Geldart-C particles formed agglomerates during fluidization. Other researchers [20,21] have also analyzed the self-agglomeration of Geldart-C powders. Their results have shown that some limited Geldart-C fines can be sufficiently fluidized despite self-agglomeration, displaying hydrodynamic behaviour similar to that of Geldart-A particles. Kono et al. [22] observed agglomeration and segregation of Geldart-C particles from the homogeneous emulsion phase of Geldart-A and Geldart-C mixtures when the mass fraction of Geldart-C powder exceeded a certain saturation point. Kono et al. [23] also observed the agglomeration of fine powders in gas–solid two-phase flow for Geldart type A–C mixtures.

In this work fluidization–elutriation experiments were carried out with the aim of studying the attrition and agglomeration processes of small iron oxide particles. The elutriation rate constants obtained in this work were compared with different correlations from the literature.

2. Theoretical background

Several models have been proposed on the basis of a first order equation to describe elutriation of particles from

Table 2
Experimental conditions

Total weight of bed (g)	W_s (g) (Sand)	W_{h_0} (g) (Fe_2O_3)	wt.% Fe_2O_3	z (cm)	u_0 (m/s)
220	200	20	9.1	10.5	0.38
220	200	20	9.1	10.5	0.28
220	200	20	9.1	10.5	0.19
220	200	20	9.1	10.5	0.15
76.4	–	76.4	100	5.5	0.19
110	100	10	9.1	5.4	0.19
165	150	15	9.1	8.0	0.19
170	150	20	11.8	8.0	0.19
230	200	30	13.0	10.8	0.19
330	300	30	9.1	15.4	0.19

a fluidized bed. Colakyan et al. [24] have presented a model based on Leva [25]. According to Colakyan et al. [24]:

$$-\frac{dW_i}{dt} = K_{e,i}^* A_b \left(\frac{W_i}{W_b} \right) - R_{a,i} \quad (1)$$

where W_i is the mass of particles of size i remaining in the bed, $K_{e,i}^*$ is the elutriation rate constant for particles of size i , A_b is the cross-sectional area of the bed, W_b is the total mass of the bed. The rate $R_{a,i}$ of attrition of size i particles is assumed to be constant.

More recently, Liu and Kimura [13] have presented a model that is a variation of Colakyan's model. This model [13] also takes into account the attrition in addition to elutriation and it is based on the assumption that the fine powder is in one of three forms: (a) elutriable freely moving fines, (b) agglomerates of fines, (c) fines attached

to large particles. In this study the same assumption can be taken into consideration. As it can be seen in Fig. 1 some iron oxide particles are attached to bigger spherical sand particles, another iron oxide particles are forming agglomerates of fines or like elutriable freely moving fines. Also according to Liu and Kimura [13] elutriable fine particles are continuously and steadily generated from agglomerates and attached fines due to attrition. The elutriation rate may be written in the following way:

$$\frac{dW}{dt} = -\frac{dW_e}{dt} + R_a \quad (2)$$

where W is the cumulative mass of fine particles carried out of the bed, W_e is the mass of elutriable fine particles remaining in the bed and R_a is the rate of overall attrition including both from contributions agglomerates and at-

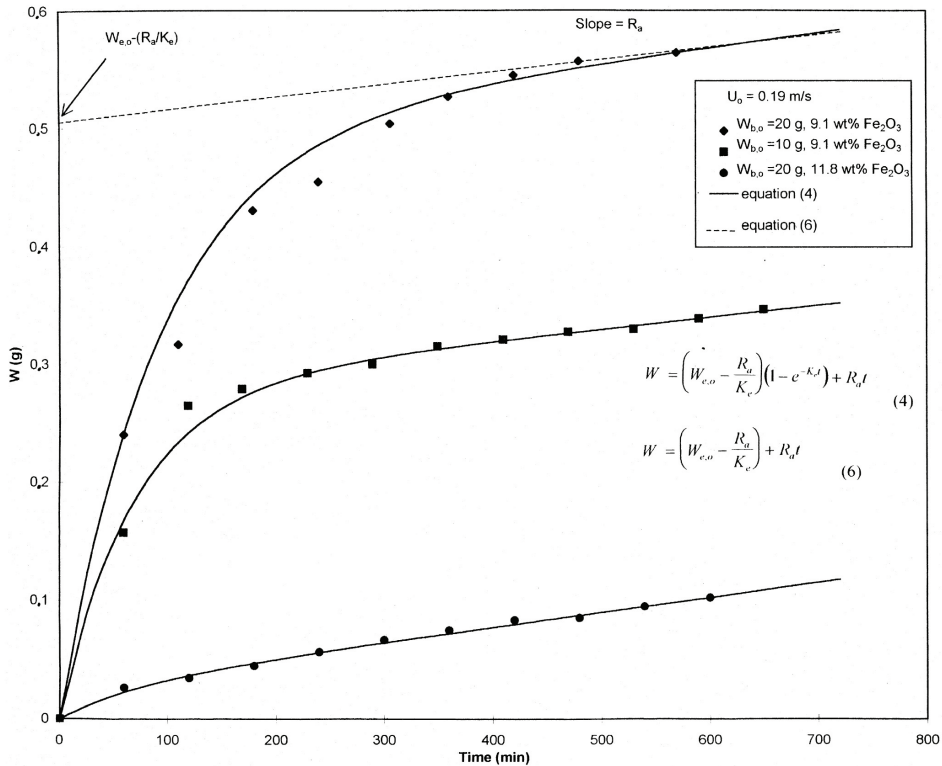


Fig. 4. Elutriated cumulative mass of iron oxide fines, W , versus time.

tached fines. The elutriation rate is given by the following expression as well:

$$-\frac{dW_e}{dt} = K_e^* A_b \left(\frac{W_e}{W_{e,0}} \right) - R_a \quad (3)$$

where K_e^* is the elutriation rate constant and $W_{e,0}$ is the initial mass of elutriable fine particles in the bed. In Eq. (3) $W_{e,0}$ is taken as the basis of the first order expression, while in Eq. (1) the total bed mass W_b is this basis.

From Eqs. (2) and (3) and integrating with $W=0$ and $W_e = W_{e,0}$ at $t=0$

$$W = \left(W_{e,0} - \frac{R_a}{K_e} \right) (1 - e^{-K_e t}) + R_a t \quad (4)$$

where

$$K_e = \frac{K_e^* A_b}{W_{e,0}} \quad (5)$$

The values of K_e were transformed into K_e^* , a quantity which should be independent of bed geometry [26].

When $t \gg 0$ Eq. (4) approaches an asymptotic equation which is linear with time

$$W = \left(W_{e,0} - \frac{R_a}{K_e} \right) + R_a t \quad (6)$$

Extrapolating to $t=0$ the straight portion of the cumulative mass of entrained particles, W , gives a lump quantity $(W_{e,0} - (R_a/K_e))$ as the intercept, and the slope of the straight line corresponds to the attrition rate R_a [27].

Rewriting Eq. (4) gives:

$$\ln \left[1 - \frac{W - R_a t}{W_{e,0} - \left(\frac{R_a}{K_e} \right)} \right] = -K_e t \quad (7)$$

In this way knowing R_a and $(W_{e,0} - (R_a/K_e))$, the value of the left hand side of Eq. (7) may be plotted against time t on semi-log scale to get K_e . Then, using Eq. (5) we can get the elutriation rate constant, K_e^* .

The initial fraction of elutriable fine particles freely moving in the bed is $(W_{e,0}/W_{b,0})$ and the fraction of fine

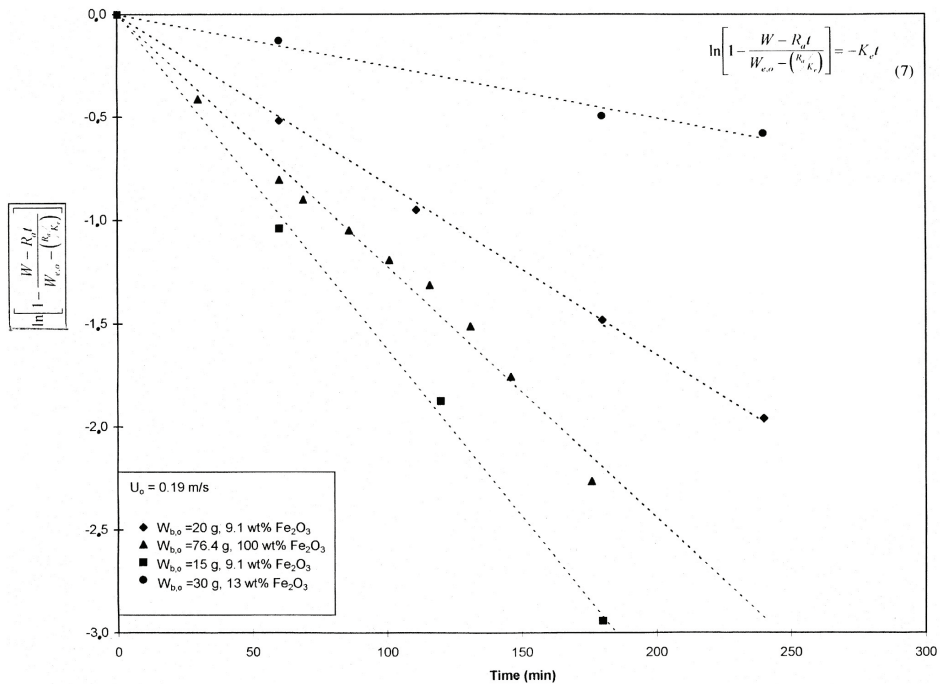


Fig. 5. Linear plot on the basis of Eq. (7) to test first-order elutriation.

particles which are agglomerated or attached to large particles is, $1 - (W_{e,0}/W_{b,0})$. Where $W_{b,0}$ is the initial total mass of fine powder in the bed.

Lastly, we will consider the terminal velocity of the particles. According to Wen and Hashinger [9], the terminal or free-fall velocity, $u_{t,i}$ for spherical particles elutriated of size i is

$$(u_{t,i})_{\text{sph.}} = \frac{0.153 g^{0.71} d_{\text{pl}}^{1.14} (\rho_s - \rho_g)^{0.71}}{\rho_g^{0.29} \mu^{0.43}} \quad (8)$$

For non-spherical particles the former expression was corrected by Pettyjohn and Christiansen [28] taking into account the sphericity of the particles, ϕ_s ,

$$(u_{t,i})_{\text{non-sph.}} = 0.843 \log\left(\frac{\phi_s}{0.065}\right) (u_{t,i})_{\text{sph.}} \quad (9)$$

According to Kunii and Levenspiel [29] the sphericity, ϕ_s , was determined from Ergun equation measuring the frictional pressure drop of an iron oxide bed at several flow velocities. Previously the bed voidage ϵ , must be

known. In our case the experimentally determined voidage of the iron oxide bed, ϵ , was 0.82 and the sphericity of the iron oxide particles, ϕ_s , was 0.36. The terminal or free-fall velocity, $u_{t,i}$ for non-spherical particles elutriated of size i will be used later in different correlations.

3. Experimental

3.1. Materials and equipment

Fluidized beds were formed by two kinds of particles, iron oxide particles and spherical silica sand particles. Particle size distributions were determined using a Leeds and Northrup Microtrac SRA 150 particle analyser [30]. Initial sand and iron oxide particle size distributions are shown in Fig. 2. Fe_2O_3 particles can be classified as Geldart-C particles, sand particles as Geldart-B particles. All the particles were dried at 120°C before being used. Physical properties of particles are shown in Table 1. Schematic diagram of experimental apparatus is shown in Fig. 3.

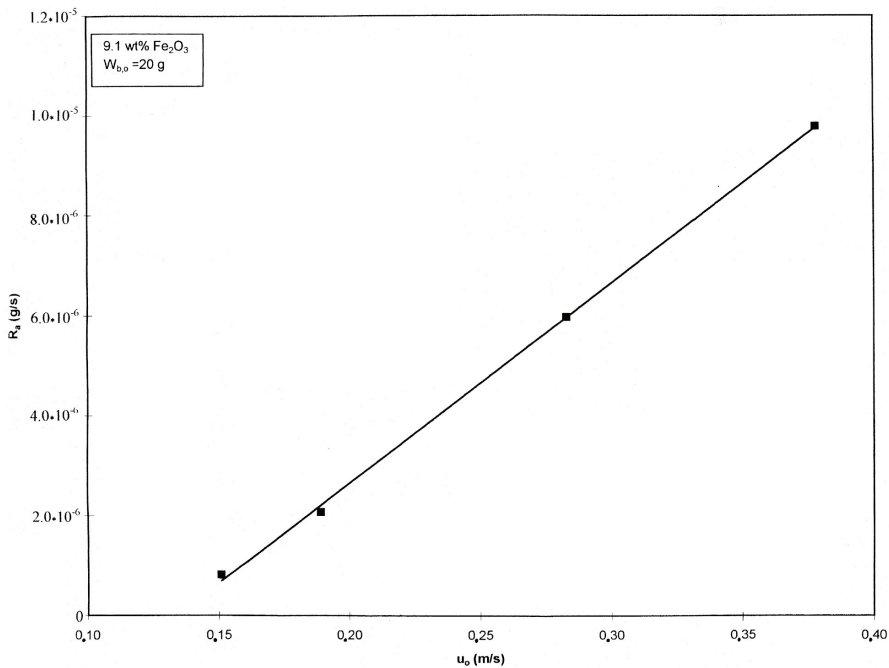


Fig. 6. Attrition rate R_a versus superficial air velocity u_0 .

3.2. Experimental procedure

Experiments were carried out at the room temperature. The experimental procedure was as follows (Fig. 3): fluidizing air previously dried by silica gel (4) was introduced in a 46 mm i.d. and 1-m high transparent cylindrical column (8) and its air flow rate was adjusted by the valves (2, 3) and metered by the rotameter (7) until the desired superficial air velocity was obtained. A manometer (5) was used to indicate the air pressure as it entered the column (8) and a thermometer (6) to determine its temperature. The carry-over of iron oxide particles was analysed on-line by the Microtrac SRA 150 (sample cell for gases) (10) determining its particle size distribution and then collected by a glass fiber filter (11) type A/E 47 with a nominal pore size of 1 μm . The cumulative mass elutriated was determined by weighing the fiber filter (11) before and after collecting the elutriated particles. Experimental conditions are given in Table 2.

4. Experimental results and discussion

Previously to the iron oxide elutriation experiments fluidization runs were performed with only sand in the bed

verifying that sand particles did not suffer attrition and agglomeration since their particle size distributions were the same throughout the time. Sand elutriation was not observed.

Fig. 4 shows the elutriated cumulative mass of iron oxide fines versus time for different experiments. In general, it is seen that the accumulation of mass W of elutriated particles starts rapidly, and then gradually reduces as operating time goes by to a roughly constant rate.

From Eq. (6) in this Fig. 4 the slope of the straight line corresponds to the attrition rate, R_a , and the intercept is the quantity $(W_{e,0} - (R_a/K_e))$.

Fig. 5 represents Eq. (7). It is possible to determine the elutriation rate constant K_e from the slope of the straight lines. Then, rewriting Eq. (5) we can get K_e^* since the initial mass of elutriable iron oxide fine particles, $W_{e,0}$, is previously known from the quantity $(W_{e,0} - (R_a/K_e))$.

It was found that the attrition rate R_a increases with superficial air velocity as it can be seen in Fig. 6 and in agreement with other authors [13,31].

In Fig. 7, we can observe the variation of $W_{e,0}$ when the superficial air velocity is increased. This figure shows that higher superficial air velocities generate more elutriable fines. In the beginning of the operation runs these elutri-

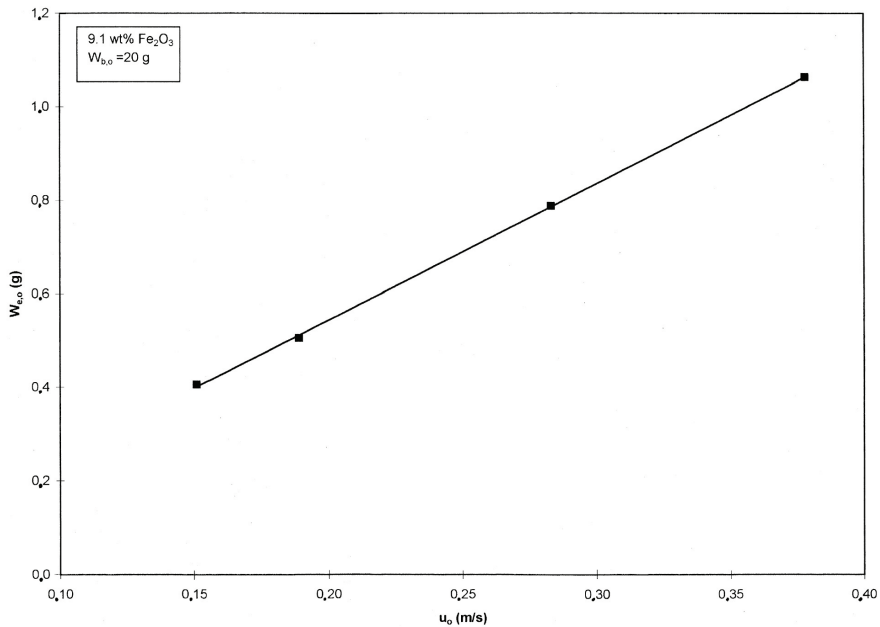


Fig. 7. Initial mass of iron oxide elutriable fine particles $W_{e,0}$ versus superficial air velocity u_0 .

able fine particles are quickly entrained and elutriated from the bed as can be shown in Fig. 4. Similar results were reported by other authors [13,31].

From the on-line particle size distribution (% weight versus particle diameter d_p) and from the cumulative mass of iron oxide particles carried out of the bed and collected in the absolute filter, it was possible to determine the elutriated mass of each particle size. In Fig. 8, the elutriated cumulative mass of different size iron oxide particles versus time can be seen for a superficial air velocity of 0.19 m/s. It can be seen that the smallest particles were not the most elutriated from fluidized bed of iron oxide mixed size particles. Similar results were obtained by Bénoni et al. [32] with polyethylene and sand particles. Behaviours like the former ones were obtained for all superficial air velocities used.

Considering Eq. (6) for each size of particle and from Fig. 8 we can get the attrition rate $R_{a,i}$ for different size of iron oxide particles and from the model (considering the former equations for each size of particle) the elutriation rate constants for different size particles, $K_{e,i}^*$, can be

obtained. Fig. 9 shows the attrition rate for different size iron oxide particles for three superficial air velocities. In general the attrition rate increases with superficial air velocity showing clearly two maximum values for particles of about 5 and 38 μm . It was pointed out by Zenz [10] that the attrition rate of fine solid particles in a fluidized bed is small. This fact is in agreement with our experimental results for the smallest superficial air velocity (0.15 m/s). When the air superficial velocity increases (0.19, 0.28 m/s) the drag force on the particles increases too and the former behaviour is not so clear because of the sharp maximum of the attrition rate for particles of about 5 μm . Perhaps the highest superficial air velocities are able to break iron oxide agglomerates or more probably to detach these fine iron oxide particles from the bigger sand particles.

Taking into account that $1 - (W_{e,0,i}/W_{b,0,i})$ represents the agglomerated fraction of size i particles since $W_{e,0,i}$ is the initial mass of elutriable iron oxide particles of size i in the bed and $W_{b,0,i}$ is the initial total mass of size i iron oxide particles. The former agglomerated fraction is shown

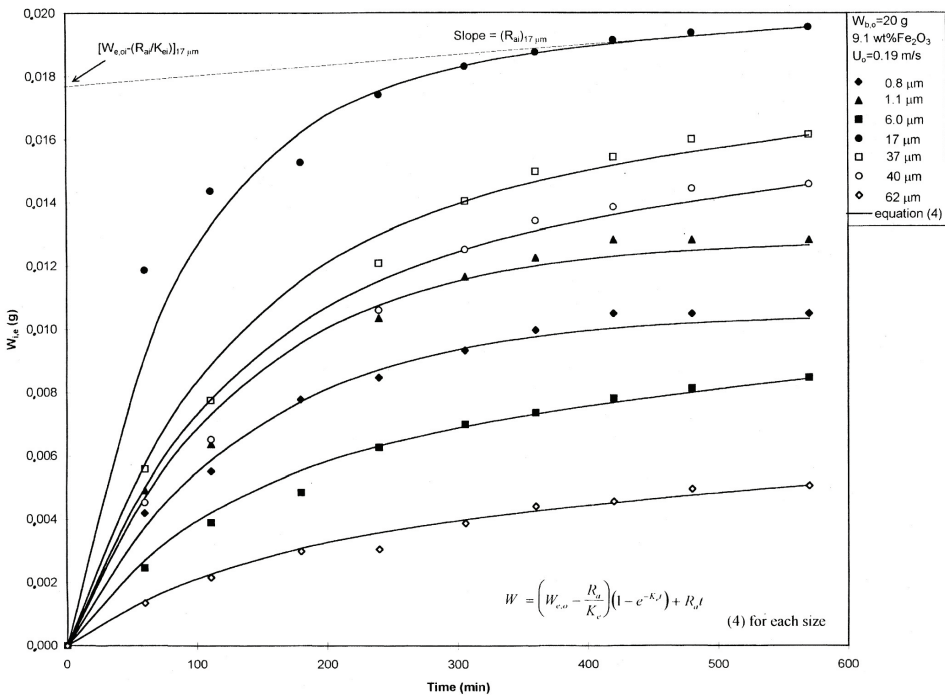


Fig. 8. Elutriated cumulative mass of different size of iron oxide particles $W_{e,i}$ versus time.

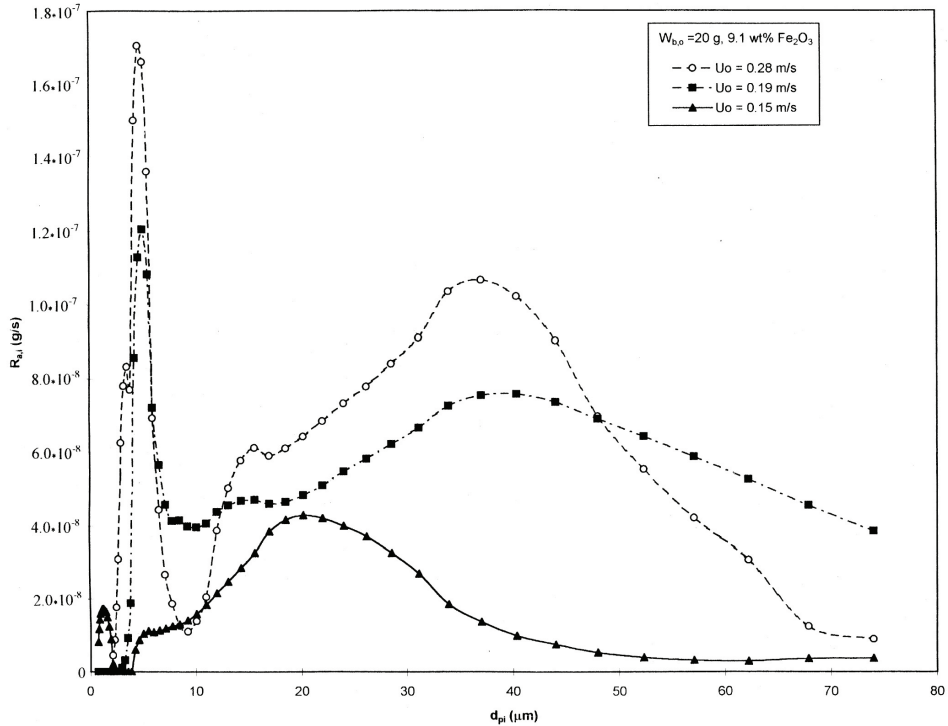


Fig. 9. Attrition rate for different size of iron oxide particles $R_{a,i}$ versus diameter of iron oxide particles d_{pi} for different superficial air velocities u_0 .

in Fig. 10 as the percentage of agglomerated particles versus particle size. If this Fig. 10 is compared with Fig. 9 it can be observed that the particles with bigger attrition rate present smaller percentages of agglomerates in the bed.

Fig. 11 illustrates the effect of particle size upon elutriation rate constant $K_{e,i}^*$ for different superficial air velocities. For small particles, there are no big differences in the value of $K_{e,i}^*$. However, for particles bigger than 10 μm , $K_{e,i}^*$ is higher when the air superficial velocity increases. It is observed that the elutriation rate constant is higher for particles about 15–20 μm , so these particles are more easily elutriated than other smaller particles [33]. It is known that the smallest particles cannot be easily removed by elutriation from a mixture of particles of various sizes since these particles may be agglomerated between them or with larger particles depending on the interparticle force [33]. In our case this fact can be understood taking into account that the iron oxide belongs to group C according

to Geldart's powder classification [15] and as it can be shown in the Fig. 12 some fine iron oxide particles remained adhered to the larger spherical sand particles after the elutriation runs.

Finally elutriation rate constants, $K_{e,i}^*$, and our experimental conditions have been introduced in different correlations (Table 3) from the literature [29]. Experimental results do not fit well the former correlations. In fact these correlations were proposed for group A or B particles [35]. Our results fit quite well to the correlation shown in Eq. (10) as it can be seen in Fig. 13. This correlation is similar in the form to Yagi and Aochi's correlation but their coefficients, which depend on the nature of particles [34], are smaller in some orders of magnitude. This result may be connected with the fact that according to Ma and Kato [35] the interparticle adhesion forces play an important role in characterizing the fluidization behaviour and elutriation mechanism of the group C particles. Strong interparticle adhesion forces decreases elutriation and may be the expla-

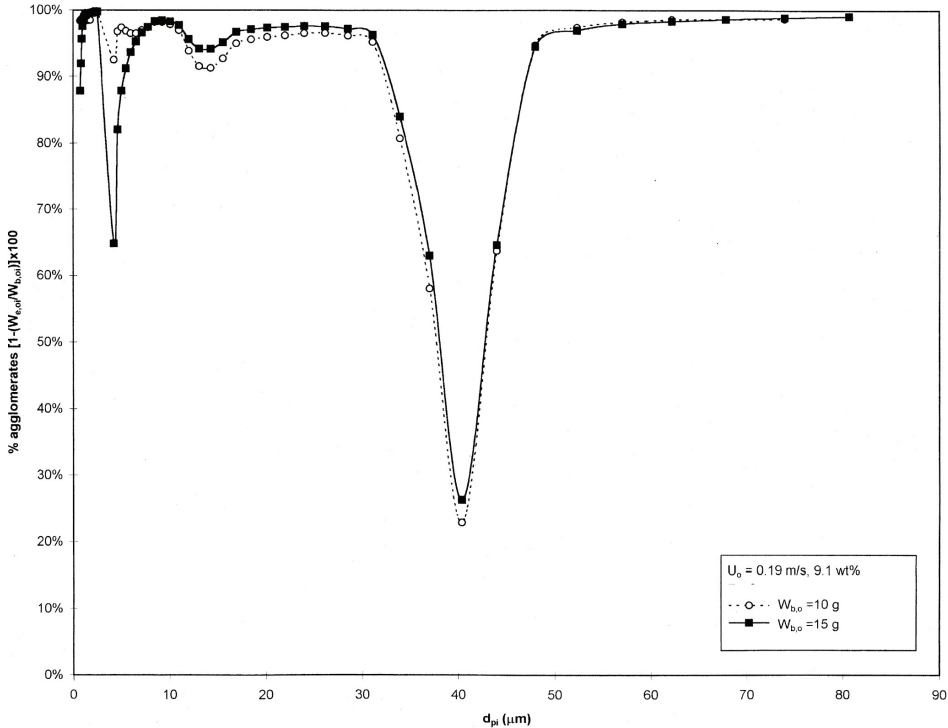


Fig. 10. Agglomerated fraction of iron oxide particles versus their diameter d_{pi} for different total mass of iron oxide particles in the bed $W_{b,0}$.

nation of the small value of the coefficients (Eq. (10)) and elutriation rate constants found in our work with regard to Yagi and Aochi's correlation.

$$\frac{K_{e,i}^* d_{pi}^2 g}{\mu (u_0 - u_{ti})^2} = 1.5 \times 10^{-9} \left(\frac{d_{pi} u_{ti} \rho_g}{\mu} \right)^{0.6} + 2.5 \times 10^{-5} \left(\frac{d_{pi} u_{ti} \rho_g}{\mu} \right)^{1.2} \quad (10)$$

5. Conclusions

A study about the elutriation of iron oxide particles from a fluidized bed has been carried out. The bed was formed by a mixture of iron oxide powder (Geldart-C) and not elutriable larger spherical sand particles (Geldart-B).

Attrition and more important agglomeration processes of the iron oxide particles were observed. It was found that the attrition rate and the mass of elutriable fine iron oxide

particles increase with superficial air velocity. This points out that higher superficial air velocities generate due to attrition more elutriable iron oxide fines from agglomerates and attached fines as it is considered in Liu and Kimura's model [13]. The attrition rate showed clearly two maximums for about 5- and 38- μ m particles coinciding with the two minimums observed in the agglomerated fraction of the iron oxide particles.

Elutriation rate constants were higher for particles about 15–20 μ m for the whole superficial air velocities showing that these iron oxide particles were more easily elutriated than even other smaller particles. A new correlation similar in form to Yagi and Aochi's correlation was obtained for the elutriation of iron oxide powder.

6. Nomenclature

- A_b cross-sectional area of the bed [m^2]
- $d_{p,i}$ diameter of iron oxide particles [μ m]
- d_s Diameter of silica sand particles [μ m]

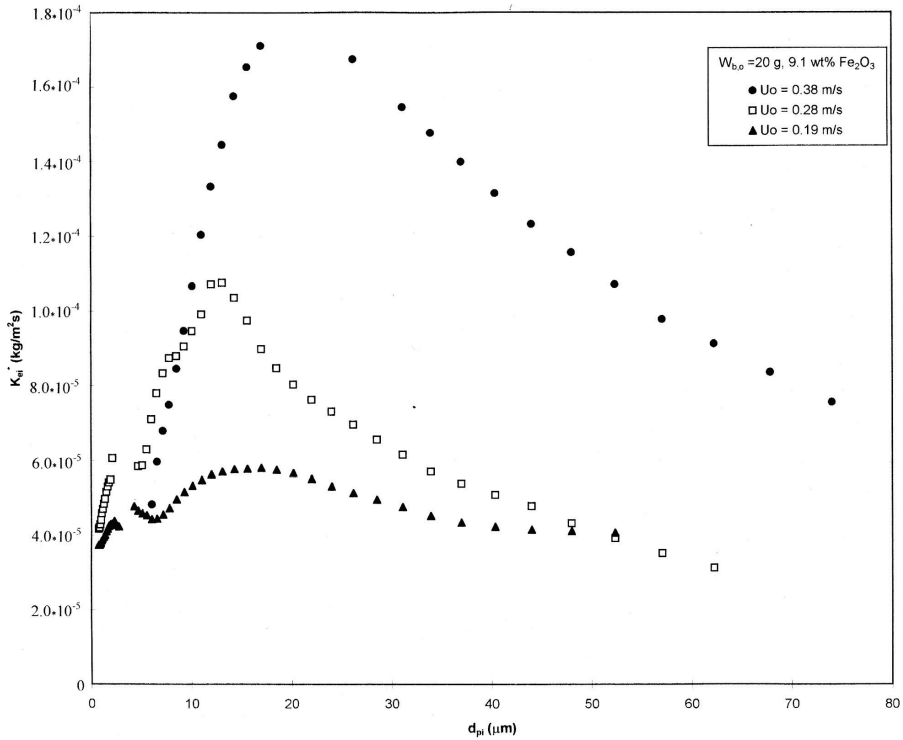


Fig. 11. Elutriation rate constant $k_{e,i}^*$ versus particle size d_{pi} for different superficial air velocities u_0 .

g gravity [m/s^2]
 K_e^* overall elutriation rate constant [kg/m^2s]

K_e elutriation rate constant defined by Eq. 5 [s^{-1}]
 $K_{e,i}^*$ elutriation rate constant for particles of size i [kg/m^2s]

R_a overall attrition rate [kg/s]

$R_{a,i}$ attrition rate of size i particles [kg/s]

Re_t Reynolds number [$-$]

t time [s]

u_{mf} minimum fluidization velocity [m/s]

u_0 superficial air velocity [m/s]

$u_{t,i}$ terminal velocity of elutriated particles of size i [m/s]

W cumulative mass of fine particles carried out of the bed [kg]

W_b total mass of solids in the bed [kg]

$W_{b,o}$ initial total mass of fine powder (iron oxide) in the bed [kg]

$W_{b,o,i}$ initial total mass of fine powder (iron oxide) of size i in the bed [kg]

W_e mass of elutriables fine particles remaining in the bed [kg]

$W_{e,o}$ initial mass of elutriable fine particles in the bed [kg]

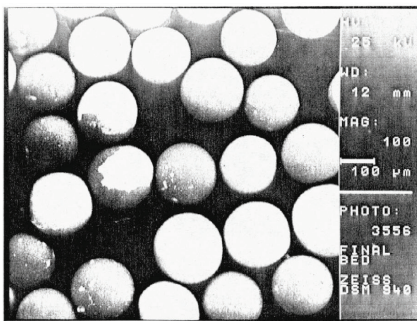


Fig. 12. Scanning Electron Micrograph (SEM) of the bed after elutriation runs. Some iron oxide particles (in white) remained adhered to the spherical sand particles.

Table 3
Correlations for elutriation rate constants $K_{e,i}^*$ (S.I. units)

Researchers	Equations
Yagi and Aochi (1955)	$(K_{e,i}^* d_{pi}^2 g / \mu (u_0 - u_{t,i})^2) = 0.0015 Re_t^{0.6} + 0.01 Re_t^{1.2}$ $Re_t = (d_{pi} u_{t,i} \rho_g / \mu)$
Wen and Hashinger (1960)	$(K_{e,i}^* / \rho_g (u_0 - u_{t,i})) = 1.7 \times 10^{-5} ((u_0 - u_{t,i})^2 / g d_{pi})^{0.5} Re_t^{0.725} (\rho_s - \rho_g / \rho_g)^{1.15} ((u_0 - u_{t,i}) / u_{t,i})^{0.1}$
Tanaka et al. (1978)	$(K_{e,i}^* / \rho_g (u_0 - u_{t,i})) = 4.6 \times 10^{-2} ((u_0 - u_{t,i})^2 / g d_{pi})^{0.50} Re_t^{0.3} (\rho_s - \rho_g / \rho_g)^{0.15}$
Merrick and Highley (1974)	$(K_{e,i}^* / \rho_g u_0) = A + 130 \exp(-10.4 (u_{t,i} / u_0)^{0.5} (u_{mt} / u_0 - u_{mt})^{0.25})$ where $A = 10^{-3} \leftrightarrow 10^{-4}$
Geldart et al. (1979)	$(K_{e,i}^* / \rho_g u_0) = 23.7 \exp(-5.4 (u_{t,i} / u_0))$
Colakyan and Levenspiel (1984)	$K_{e,i}^* = 0.011 \rho_s (1 - (u_{t,i} / u_0))^2$
Baeyens et al. (1992)	$K_{e,i}^* = 5.4 \times 10^{-5} \rho_s (u_0 / 0.2)^{3.4} (1 - (u_{t,i} / u_0))^2$ for $d_{pi} < d_{crit}$

- | | | | |
|-----------|---|----------|--|
| $W_{0,i}$ | initial mass of elutriable iron oxide particles of size i in the bed [kg] | μ | gas viscosity [kg/m ² s] |
| W_i | mass of the particles of size i remaining in the bed [kg] | ρ_g | gas density [kg/m ³] |
| $W_{i,e}$ | cumulative mass of size i particles elutriated [kg] | ρ_s | iron oxide particle density [kg/m ³] |
| W_s | mass of sand particles in the bed [kg] | | |
| z | height of bed [m] | | |

Greek letters

- ε bed voidage [–]
 ϕ_s sphericity [–]

Acknowledgements

The financial support from CICYT of the Spanish Government (Project AMB94-1001) and the help by Dr. D.

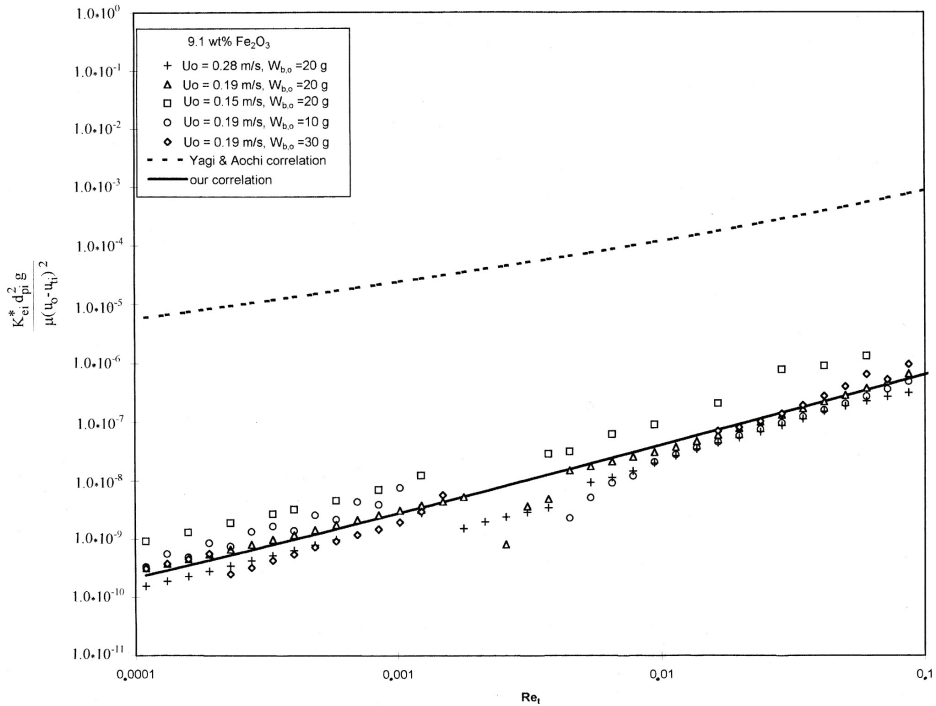


Fig. 13. Experimental results and Yagi and Aochi's correlation.

Juán González Julián (Department of Electronic Microscopy, University of Salamanca) are appreciated.

References

- [1] M. Nord, in: *Engineering Materials*, Wiley, New York, 1952, p. 249.
- [2] B.H. Amstead, P.F. Oswald, M.L. Begeman, in: *Manufacturing Processes*, Wiley, New York, 1979, p. 38.
- [3] X. Lin, A.S. Murthy, G.C. Hadjipanayis, C. Swann, S.I. Shah, *J. Appl. Phys.* 76 (10) (1994) 6543.
- [4] H.F. Lund, in: *Industrial Pollution Control Handbook*, McGraw-Hill, New York, 1971, pp. 10–16.
- [5] F.H. Shaw, in: *Iron Foundries and the Requirements of Clean Air Legislation*, Iron and Steel, 1971, p. 183.
- [6] *Problems of Air and Water Pollution arising in the Iron and Steel Industry*, UN Publication, E 70 11 E6, New York, 1970, p. 38.
- [7] H. Kono, *AIChE Symp. Ser.* 77 (205) (1981) 96.
- [8] G.L. Osberg, D.H. Charlesworth, *Chem. Eng. Prog.* 47 (11) (1951) 566.
- [9] C.Y. Wen, R.F. Hashinger, *AIChE J.* 6 (2) (1960) 220.
- [10] F.A. Zenz, *Hydrocarbon Processing* 50 (2) (1971) 103.
- [11] W.G. Vaux, A.W. Fellers, *AIChE Symp. Ser.* 77 (205) (1981) 107.
- [12] J.M. Coulson, J.F. Richardson, in: 4th edn., *Chemical Engineering Vol. 2* Pergamon, 1993, p. 241.
- [13] Y.D. Liu, S. Kimura, *Powder Technol.* 75 (1993) 189.
- [14] R.H. Perry, in: *Chemical Engineers' Handbook*, 7th edn., McGraw-Hill, USA, 1997, p. 17.2.
- [15] D. Geldart, *Powder Technol.* 7 (1973) 285.
- [16] K. Rietema, *Powder Technol.* 37 (1984) 5.
- [17] J. Visser, *Powder Technol.* 58 (1989) 1.
- [18] E. Jaraiz, S. Kimura, O. Levenspiel, *Powder Technol.* 72 (1992) 23.
- [19] S. Morooka, K. Kusakabe, A. Kobata, Y. Kato, *J. Chem. Eng. Jpn.* 21 (1988) 41.
- [20] J. Chaouki, C. Chavarie, D. Klvana, G. Pajonk, *Powder Technol.* 43 (1985) 117.
- [21] A.W. Pacey, A.W. Nienow, *Powder Technol.* 60 (1990) 145.
- [22] H.O. Kono, C.C. Huang, E. Norimoto, T. Nakayama, T. Hikosaka, *Powder Technol.* 53 (1987) 163.
- [23] H.O. Kono, T. Matsuda, C.C. Huang, D.C. Tian, *AIChE Symp. Ser.* 86 (276) (1990) 88.
- [24] M. Colakyan, N. Catipovic, G. Jovanovic, T.J. Fitzgerald, *AIChE Symp. Ser.* 77 (1981) 66.
- [25] M. Leva, *Chem. Eng. Prog.* 47 (1951) 39.
- [26] M. Colakyan, O. Levenspiel, *Powder Technol.* 38 (1984) 223.
- [27] O. Levenspiel, in: *Chemical Reactor Omnibook*, OSU Book Stores, Corvallis, 1989, Chapter 52, p. 13.
- [28] E.S. Pettyjohn, E.B. Christiansen, *Chem. Eng. Prog.* 44 (1948) 157.
- [29] D. Kunit, O. Levenspiel, in: *Fluidization Engineering*, Krieger Publishing, 1991, p. 67.
- [30] Leeds + Northrup. Microtrac X100 and SRA150. Operator's Manual 179551 Rev. B. 1993.
- [31] V. Henríquez, A. Lozano, D. Santana, A. Macías-Machín, Particles generation using a fluidized bed aerosol, in: 7th World Filtration Congress, Budapest, Hungary, 1996, p. 728.
- [32] D. Bénoni, C.L. Briens, T. Baron, E. Duchesne, T.M. Knowlton, *Powder Technol.* 78 (1994) 33.
- [33] C.L. Briens, M.A. Bergougnou, I.I. Inculat, T. Baron, J.D. Hazlett, *Powder Technol.* 70 (1992) 57.
- [34] L. Massimilla, P. Salatino, *Chem. Eng. Commun.* 62 (1987) 285.
- [35] X. Ma, K. Kato, *Powder Technol.* 95 (1998) 93.

5.2.1. Conclusiones

Se han observado los procesos de atrición y aglomeración en partículas de óxido de hierro inferiores a 74 μm , tipo Geldart-C.

Se ha encontrado que la atrición y la cantidad de finos elutriables aumentaban de acuerdo con la velocidad superficial del aire, de acuerdo con el modelo de Liu y Kimura.

La velocidad de atrición mostró dos máximos para partículas de 5 y 38 μm , coincidiendo con los mínimos observados en la fracción aglomerada de óxido de hierro.

Las constantes de velocidad de elutriación fueron mayores para partículas de 15-20 μm , para todas las velocidades superficiales de gases estudiadas, mostrando una gran facilidad de elutriación a ese tamaño.

Los datos fueron correlacionados mediante dos nuevas correlaciones, similares a la de Yagi y Aochi, dadas por las ecuaciones (5.4) y (5.5) y que ajustaron bastante bien los datos.

A la vista de estas correlaciones se puede observar que las constantes obtenidas para los lechos con arena son superiores a las de los lechos de esferas de vidrio y, por tanto, los lechos con partículas de arena irregulares generan más cantidad de óxido de hierro elutriado.

5.3. Estudio del campo magnético

La intensidad del campo magnético, H_0 , generado por la bobina electromagnética es un parámetro de gran importancia para estudiar el funcionamiento del filtro magnético, por lo que su valor debe ser conocido, en todo momento, con la mayor precisión posible. Estos valores pueden medirse con un gaussímetro, pero durante el proceso de filtración no se puede medir porque el tamaño de la sonda del gaussímetro interfiere en el flujo del aerosol.

Para poder conocer los valores de H_0 durante la filtración y comprobar que no hay variación con el tiempo, se decidió correlacionar los valores medidos de H_0 con la potencia eléctrica aplicada por la fuente de alimentación en la bobina.

Se realizaron medidas con un gaussímetro, de la marca WALQUER SCIENTIFIC INC, modelo MG.7D, en el punto central de la bobina para diferentes valores de potencia eléctrica, W. Estos resultados se muestran en la figura. 5.4.

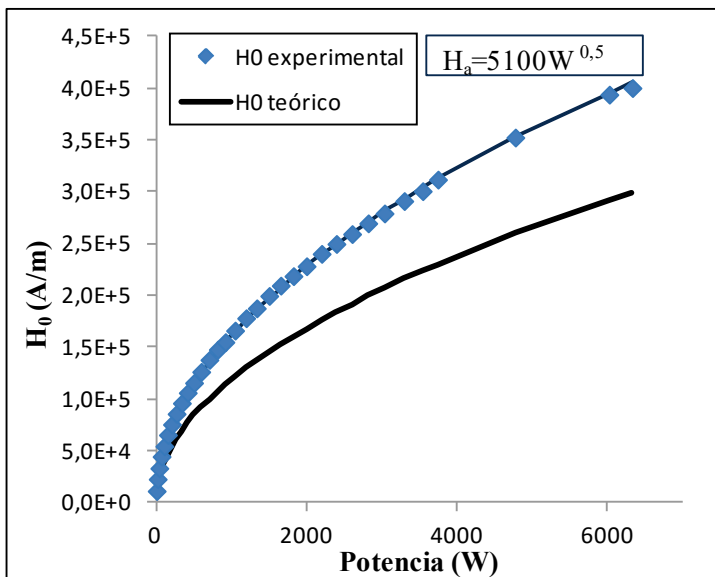


Figura 5.4. Intensidad del campo magnético, H_0 , en el centro de la bobina en función de la potencia eléctrica aplicada.

En esta figura se observa que los valores medidos de H_0 son considerablemente superiores a los calculados con la ecuación (3.34), que fue utilizada para calcular H_0 en el diseño de la bobina. Esta gran diferencia en la intensidad del campo magnético, superior al 35%, se debe a que en los cálculos del diseño de la bobina no se consideró la influencia de la carcasa de acero sobre las líneas del campo. La carcasa de acero, al ser un material ferromagnético, concentra las líneas de flujo magnético en el núcleo de la bobina provocando un aumento de la intensidad del campo magnético en el interior de dicho núcleo.

Para conocer la intensidad de campo magnético en función de la potencia se obtuvo la siguiente correlación:

$$H_0 = 5100 \cdot \sqrt{W} \quad (5.6)$$

donde las unidades de W son vatios y H_0 Amperios/metro.

Aunque la correlación anterior es apropiada para calcular H_0 en los diferentes experimentos de filtración, se realizó un análisis más extenso de la distribución H en varias posiciones del eje de la bobina, para comprobar que las parrillas filtrantes se situaban dentro de un campo magnético uniforme, como se planteó en el modelo teórico.

En la figura 5.5. se muestran los resultados medidos y calculados para el campo magnético a lo largo del eje Z de la bobina a una potencia aplicada de 70 W. Puede observarse que, al igual que en el caso anterior, los valores experimentales son superiores a los valores calculados con las ecuaciones de diseño.

Para comprobar la influencia de la carcasa de acero en el campo magnético, dada la imposibilidad de resolver las ecuaciones analíticamente, se realizaron varias simulaciones con el software FEMM 4.2 [5.3] que utiliza el método de los incrementos finitos para resolver este tipo de cálculos magnéticos.

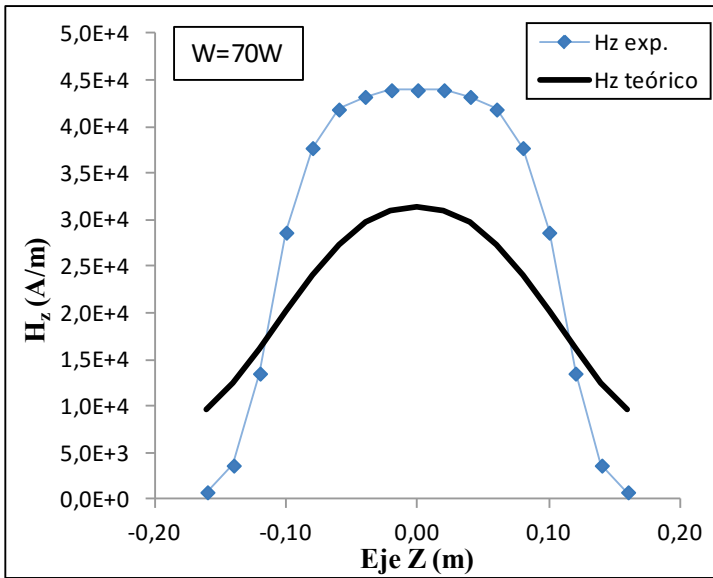


Figura 5.5. Perfil del campo magnético, H_z , en el eje Z de la bobina.

En la figura 5.6. se muestra el gráfico de densidad de color de H obtenido en la simulación con los materiales de la bobina:

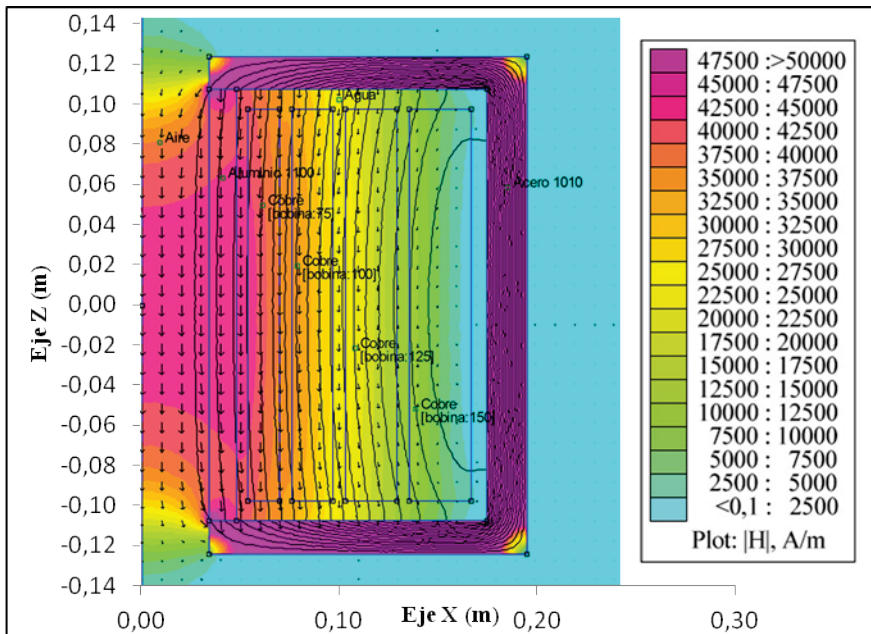


Figura 5.6. Perfil(2D) de color de H en la bobina, para $W = 70 W$.

En la figura 5.6. se puede observar que existe una zona en el interior de la bobina, de unos 10 cm, donde el campo H es uniforme y cuyo valor es muy similar al del punto central. El resultado de estos valores para el eje Z se representa en la figura 5.7.

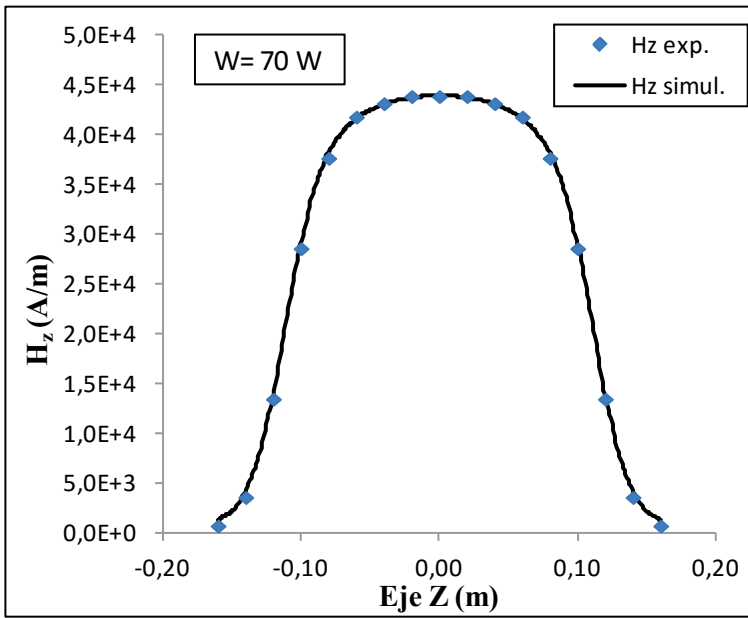


Figura 5.7. Comparación de los valores de H_z experimentales y simulados.

5.3.1. Conclusiones

En el análisis del campo magnético generado por la bobina se ha encontrado una correlación que permite calcular de forma sencilla el campo magnético en el centro de la bobina, en función de la potencia eléctrica. Así mismo, se ha comprobado que los valores de H en el centro son similares dentro de una zona interior de unos 10 cm de altura. Esa zona será la apropiada para colocar las parrillas filtrantes.

Se ha verificado, con datos experimentales, que los valores de H en cualquier punto de la bobina corresponden con los obtenidos por simulación y, por tanto, el modelo utilizado en la simulación puede ser utilizado para predecir H dependiendo de la potencia alimentada.

5.4. Resultados de la filtración con parrillas magnetizables.

Teniendo en cuenta que muchas de las partículas emitidas en los gases de la industria siderúrgica tienen carácter paramagnético y ferromagnético, parece conveniente intentar la limpieza de estos gases añadiendo, a los mecanismos convencionales de la filtración de gases, un mecanismo adicional de tipo magnético que actuando sobre las partículas de óxido de hierro, las retenga y evite su emisión a la atmósfera. Para ello, se ha diseñado y construido un filtro formado por parrillas de hierro magnético para la filtración de un aerosol del óxido férrico cuyas partículas pueden ser consideradas como del tipo-C en la clasificación de partículas de Geldart.

Para comprobar la eficacia de este filtro se han realizado diferentes experimentos de filtración variando el campo magnético aplicado y el número de parrillas utilizadas en el filtro. La velocidad del aerosol se mantuvo constante en 0,5 m/s, ya que fue la utilizada en las simulaciones para calcular los valores de Y_c . Estos valores se resumen en la tabla 5.1.

Tabla 5.1. Valores de H_a y N° de parrillas utilizados en los experimentos

velocidad del aerosol, m/s	0,5			
H_a , A/m	0	$1,36 \times 10^5$	$2,75 \times 10^5$	$4,03 \times 10^5$
N° de parrillas	1	2	3	

Con los resultados experimentales obtenidos, se ha aplicado el modelo teórico propuesto en el apartado 3.4., utilizando la ecuación (3.106), para predecir la eficacia de filtración.

La eficacia de filtración experimental, $E_b(\%)$, para partículas de radio b , podrá calcularse a través de la expresión:

$$E_b(\%) = \frac{m_{b0} - m_{bf}}{m_{b0}} \times 100 \quad (5.7)$$

siendo m_{b0} la masa de partículas de radio b a la entrada del filtro y m_{bf} la masa de partículas de radio b a la salida.

La ecuación (3.106) para el cálculo de $E_b(\%)$ teórico será:

$$E_b = \left(1 - \frac{C_f}{C_o}\right) \times 100 = \left(1 - \exp\left[-\frac{2Y_c FL \sin \theta_c}{\pi a}\right]\right) \times 100 \quad (5.8)$$

Los resultados obtenidos para 1 parrilla se representan en la figura 5.8.

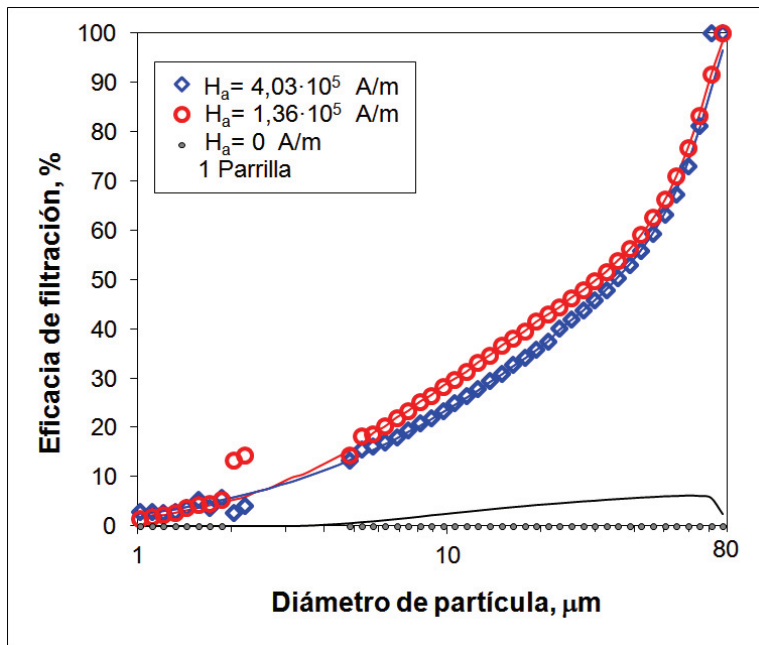


Figura 5.8. Eficacias de filtración con 1 parrilla para diferentes H_a .

En esta figura los puntos representan los datos experimentales, y las líneas continuas corresponden a los valores calculados con la ecuación (5.8).

Los datos para la filtración con una parrilla muestran que las eficacias de filtración son muy bajas, incluso para los campos magnéticos más elevados, y sobre todo, para partículas de diámetro inferior a 20 μm .

En la figura 5.8. puede observarse que los datos predichos por la ecuación del modelo teórico concuerdan muy bien con los valores experimentales.

Los resultados obtenidos con 2 parrillas filtrantes aparecen representados en la figura 5.9. En este caso, al igual que para el caso de 1 parrilla, puede verse que los resultados del modelo concuerdan bien con los datos experimentales.

Las eficacias de filtración obtenidas con 2 parrillas son superiores a las obtenidas con 1 parrilla, superando el 50% para partículas mayores de 50 μm cuando se aplica el campo magnético. Con el campo magnético más elevado la eficacia llega a ser del 90% para partículas de 20 μm .

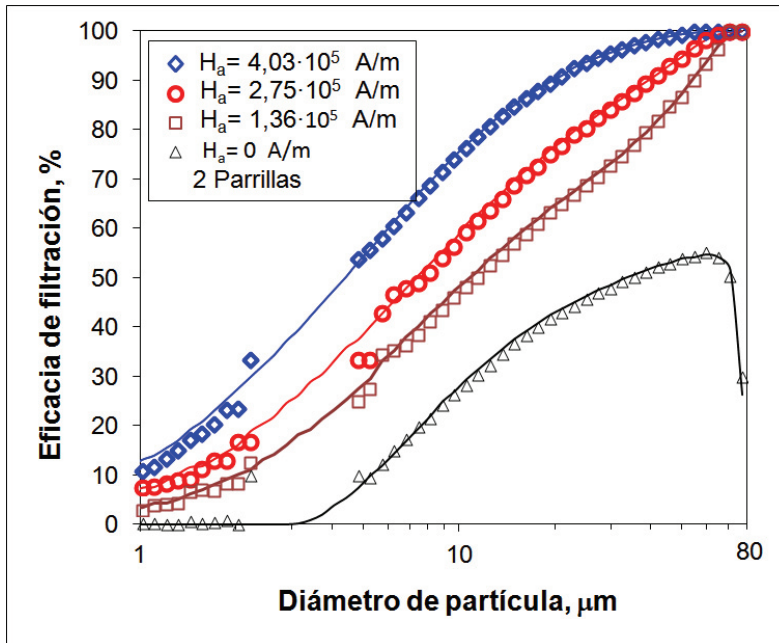


Figura 5.9. Eficacias de filtración con 2 parrillas para diferentes H_a .

Las eficacias de filtración obtenidas con 3 parrillas, figura 5.10., presentan un aumento considerable de las eficacias de filtración a partir de partículas mayores de 10 μm , sobre todo cuando se aplica el campo magnético más elevado. Con el campo magnético más elevado la eficacia de filtración llega a ser del 90% para partículas de 8 μm y del 99% para partículas de 20 μm .

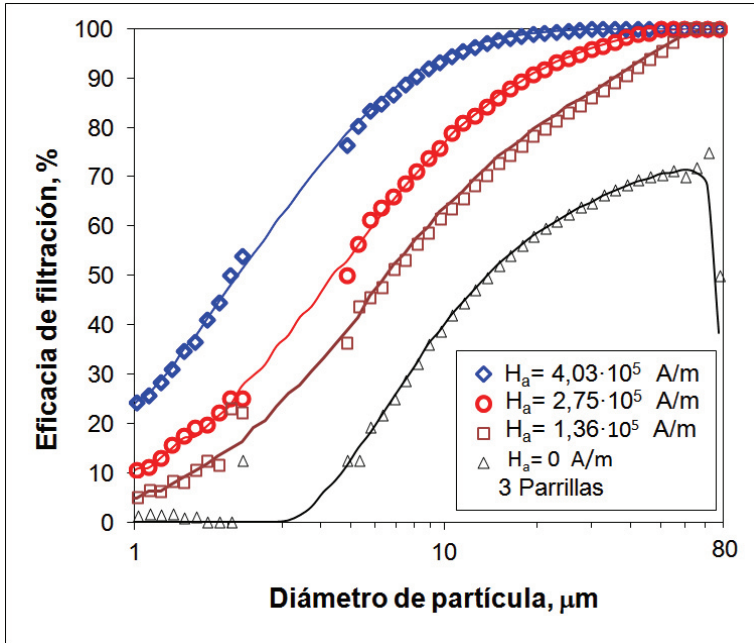


Figura 5.10. Eficacias de filtración con 3 parrillas para diferentes H_a .

En todos los experimentos se ha observado un intervalo de partículas, entre 2 y 5 μm , donde no existen datos experimentales porque estos tamaños de partícula no se generaban en la elutriación.

En la siguiente figura 5.11.se observan las curvas de eficacia para un mismo campo magnético aplicado, $H_a = 4,03 \times 10^5$ A/m, variando el número de parrillas en el filtro (1, 2 y 3 parrillas). En este caso, se observa gran diferencia en las eficacias entre 1 y 2 parrillas, siendo menor la diferencia para los resultados entre 2 y 3 parrillas. Por ejemplo, para partículas de 8 μm la eficacia con 1 parrilla es del 20% mientras que con 2 parrillas es de 70% y con 3 parrillas aumenta hasta el 90%.

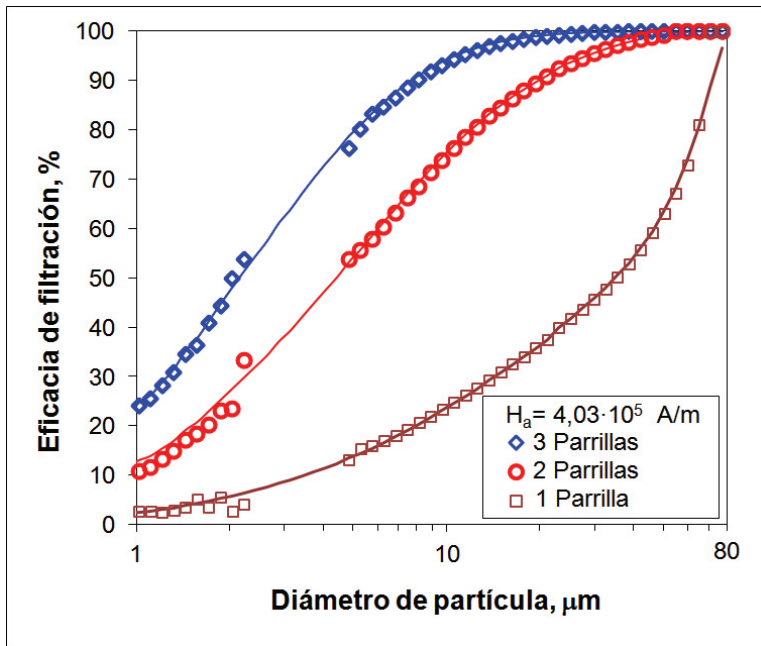


Figura 5.11. Eficacias con 1,2 y 3 parrillas para $H_a=4,03 \cdot 10^5$ A/m

Parte de estos resultados fueron publicados en el siguiente artículo.

ARTÍCULO

**Magnetic filtration of an iron oxide aerosol by means of
magnetizable grates**

China Particuology 5 (2007) 140–144



Available online at www.sciencedirect.com



China Particology 5 (2007) 140–144

China
Particology

www.elsevier.com/locate/cpart

Magnetic filtration of an iron oxide aerosol by means of magnetizable grates

A. Alvaro^a, J.M. Rodríguez^a, Paulo A. Augusto^{a,b}, A.M. Estévez^{a,*}

^a Department of Chemical Engineering, University of Salamanca, Plaza de los Caídos 1-5, 37008 Salamanca, Spain

^b Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, University of Porto, Rua Dr. Roberto Frias, 4200-465 Porto, Portugal

Received 1 September 2006; accepted 17 December 2006

Abstract

The cleaning of gases with low concentrations of small ferromagnetic or paramagnetic particles is a difficult task for conventional filtration. A new alternative procedure, magnetic filtration, is used in this work.

Iron oxide aerosol was generated by elutriation of iron oxide particles from a fluidized bed consisting of a mixture of Geldart-C iron oxide powder and large spherical Geldart-B sand particles. The aerosol was filtered by means of a magnetic filter which consisted of one, two or three iron grates staggered to each other. The experimental installation contained also an isokinetic sampling system and a Microtrac SRA 150 Particle Analyser.

A theoretical expression for filtration efficiency was deduced from a previous model taking into account the different forces acting on the iron oxide particles. Experimental filtration efficiency matches quite well calculated theoretical efficiency. It was found that an increase in particle size, in the number of grates or in the applied magnetic field produced higher filtration efficiencies up to 100% in some cases. In all filtration experiments pressure drop through the magnetic filter was very small.

© 2007 Chinese Society of Particology and Institute of Process Engineering, Chinese Academy of Sciences. Published by Elsevier B.V. All rights reserved.

Keywords: Iron oxide aerosol; Magnetic filtration; Iron grates

1. Introduction

Several processes that are broadly used in the industry of iron, steel and iron alloys emit large quantities of polluted gases containing micron and submicron particles, many of which are ferromagnetic or paramagnetic. The cleaning of these gases, especially those with low concentrations of ferromagnetic or paramagnetic particles, is a difficult task for conventional methods of filtration, leading to the use of new alternative procedures such as magnetic filtration (Künkül & Abbasov, 2004), which has many advantages over conventional filtration (Sandulyak, 1988), including higher efficiency and reversible and selective separation of the magnetic particles (Tsouris, Noonan, Ying, & Yiacoumi, 2006).

The main pollutants which are emitted in the diverse processes involved in the production of iron and steel are: particles in significant quantities, SO₂, SO₃, CO, NO, SH₂, FH, H₂SO₄,

zinc vapours, red smoke (iron oxides) and fluorides (Sanz, 1991). For example, 90% of the flue gas from the Siemens steel furnace blown with enriched air contains mainly iron oxides, Fe₂O₃ and FeO (De Lora Soria & Miró Cavarfa, 1978). The capture of these particles depends on bag filters, Venturi scrubbers and electrostatic precipitators (Phillips, 2000), the efficiency of which diminishes significantly when the particles are smaller than 2 μm (Dibbs & Marier, 1977), thus pointing out the necessity of the use of new devices for removing such small iron oxide particles.

Magnetic technology in gas filtration was first suggested by Lucchesi, Hatch, Mayer, and Rosensweig (1979) in using a magnetically stabilized granular bed of cobalt that, due to its high Curie temperature of 1403 K, allowed the filtration of hot gases at 1198 K with high efficiency. Geuzens (1985) studied the mechanism by which a particle is caught by a magnetically stabilized granular bed. Albert and Tien (1985) determined the operation of a magnetically stabilized bed filter, and found that the capture efficiency of particles increased with increasing magnetic field.

Since most particles emitted in gases from the iron and steel industry are para/ferromagnetic, it seems convenient to incor-

* Corresponding author.

E-mail address: estevez@usal.es (A.M. Estévez).

porate an additional magnetic mechanism to the conventional gas filtration in order to better retain these iron oxide particles from their emission to the atmosphere. An experimental set-up with a magnetic filter formed by iron grates has accordingly been designed, assembled and tested for the filtration of these Geldart's C-type ferric oxide aerosol particles. From a previous model (Gooding & Felder, 1981) of magnetic filtration a new theoretical expression of filtration efficiency has been deduced, tested and validated with the experimental results obtained in this work. The generation of ferric oxide aerosol for the magnetic filtration experiments followed Rodríguez, Sánchez, Alvaro, Florea, and Estévez (2000).

2. Experimental

Iron oxide aerosol was generated by elutriation of iron oxide particles from a fluidized bed consisting of a mixture of iron oxide powder (Geldart-C) and large spherical sand particles (Geldart-B) in the experimental set-up shown in Fig. 1, as was reported earlier by Rodríguez et al. (2000).

The aerosol generator (7 in Fig. 2) was connected to a second filtration fluidized bed (10) surrounded by a magnetizing coil (14) capable of producing a magnetic field of up to 1 T. The magnetic filter consisted of one, two or three iron grates (16), staggered to each other with respect to their gaps, as shown in Fig. 3. Each grate consisted of 21 iron wires, 0.8 mm in diameter and spaced 1 mm from each other. The experimental installation was provided with an isokinetic sampling system and a Microtrac SRA 150 Particle Analyser (18).

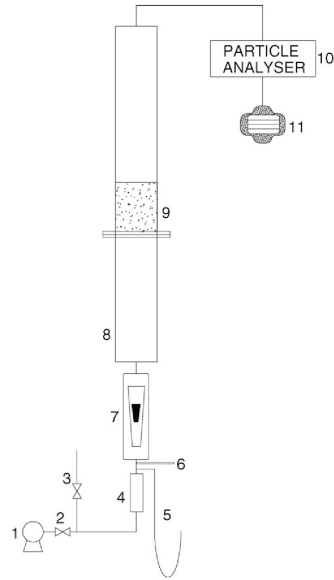


Fig. 1. Experimental set-up for elutriation to generate the iron oxide aerosol. (1) Air compressor, (2 and 3) valves, (4) silica gel dryer, (5) manometer, (6) thermometer, (7) rotameter, (8) column, (9) fluidized bed, (10) particle analyser and (11) absolute filter.

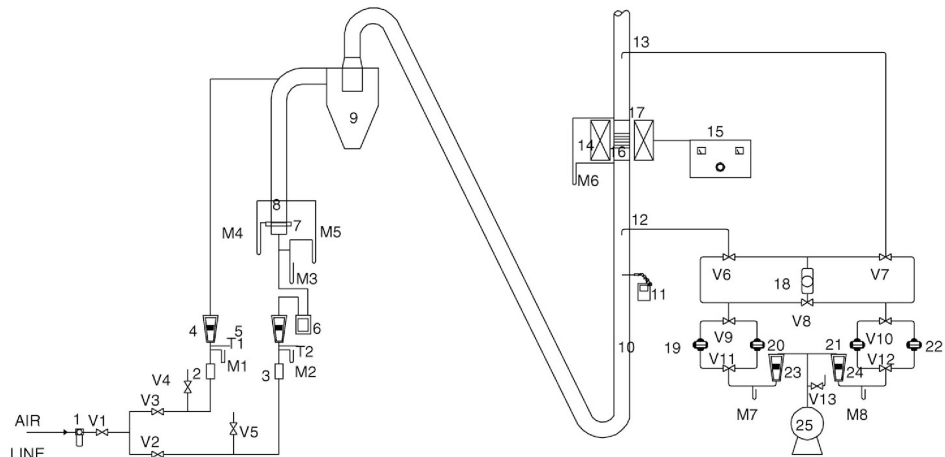


Fig. 2. Experimental set-up for filtration experiments. (1) Air line, (2 and 3) silica gel dryers, (4, 5, 23 and 24) rotameters, (6) gas counter, (7) aerosol generator, (8) sand/iron oxide particles bed, (9) cyclone, (10) filtration column, (11) velocity probe, (12 and 13) sampling probes, (14) coil, (15) dc power supply, (16) grates forming the magnetic filter, (17) gateholder, (18) particle analyser, (19, 20, 21 and 22) absolute filters, and (25) vacuum pump. V1, V2, ..., V13: valves; M1, M2, ..., M8: manometers; T1, T2: thermometers.

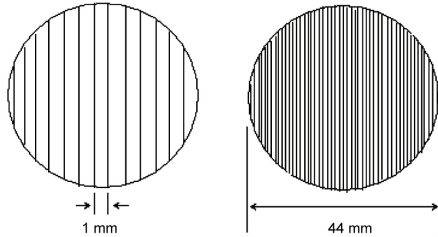


Fig. 3. Magnetized grate configuration. A grate formed with parallel iron wires (left). Aspect of the same overlapping grates (right).

Filtration efficiency was measured at room temperature by using two isokinetic probes (12 and 13 in Fig. 2) which were placed at the entrance and the exit of the filter according to ANSI/ASTME PTC 38 norm (1980). They were connected to the particle analyser (18) and then to two absolute filters (19 and 22) to collect the iron oxide particles. Experimental collection or filtration efficiency, $E_n(\%)$, was calculated by the following equation as a function of particle size:

$$E_n(\%) = \frac{m_{ni} - m_{ne}}{m_{ni}} \times 100, \quad (1)$$

where m_{ni} and m_{ne} are the mass of n -size iron oxide particles at the inlet and exit of the magnetic filter, respectively. Both masses were calculated from the particle size distribution of the samples and the mass of the particles taken by the isokinetics probes and collected in their respective absolute filters.

3. Results and discussion

3.1. Elutriation experiments

The iron oxide aerosol generated by fluidization and elutriation from the bed consisting of a mixture of iron oxide powder and large sand particles was analysed on-line by the particle analyser to determine its particle size distribution and then collected by an absolute glass fibre filter as shown in Fig. 1.

According to previous experiments on generation of iron oxide aerosol (Rodríguez et al., 2000) the aerosol particles can be considered as hard-to-handle and easy-to-agglomerate Geldart's C-type (Geldart, 1973). The smallest iron oxide particles were not those most easily elutriated from the fluidized bed since these particles easily agglomerated between themselves or with the large sand particles. Elutriation rate constants were higher for particles in the range of 15–20 μm for all the superficial air velocities used in the elutriation experiments.

A new correlation similar to that of Yagi and Aochi (Kunii & Levenspiel, 1991) was derived in our work (Rodríguez et al., 2000) although it did not fit well the experimental data using the elutriation rate constants of Kunii and Levenspiel (1991), possibly because these constants were based on Geldart's A- or B-type powder. Our results obtained with C-type particles fit quite well the following correlation:

$$\frac{K_{e,i}^* d_{pi}^2 g}{\mu(u_o - u_{ti})^2} = 1.5 \times 10^{-9} Re_t 0.6 + 2.5 \times 10^{-5} Re_t 1.2, \quad (2)$$

where $K_{e,i}^*$ is the elutriation rate constant for particles of size i , d_{pi} the diameter of particles of size i , μ the air viscosity, u_o the superficial air velocity, u_{ti} the terminal velocity of particles of

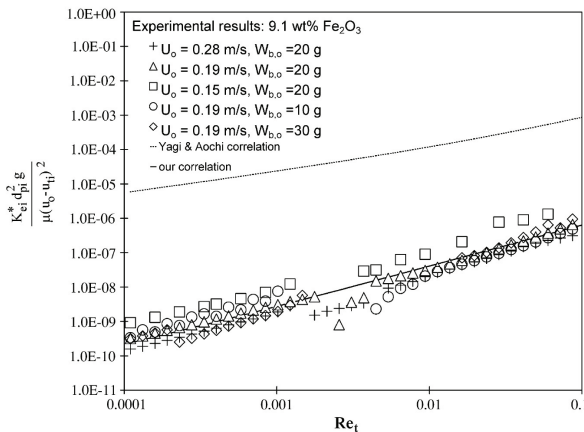


Fig. 4. Comparison of the new correlation with that of Yagi and Aochi.

size i , and Re_t is the terminal Reynolds number for particles of size i and g is the acceleration of gravity.

Fig. 4 compares our new correlation using coefficients that depend on the nature of particles (Massimilla & Salatino, 1987), with that of Yagi and Aochi, showing much closer approach to experimental results, again due to the difference in behaviour of our C-type particles as compared to the B-type particles of the latter two authors. Ma and Kato (1998) stated that interparticle adhesion forces play an important role in characterizing the fluidization behaviour and elutriation mechanism of C-type particles.

For most experiments, the rate of elutriating iron oxide particles was maintained constant for at least 30 min, and each filtration experiment lasted 20 min.

3.2. Filtration experimental results

The iron wires of the grates forming the filter were magnetized by a magnetic field produced by direct electric current passing through a coil surrounding the filter to attract the iron oxide particles in the aerosol towards the wires. From a previous model (Gooding & Felder, 1981), and by taking into account the different forces acting on the particles and the mass balance on the filter considered to be in piston flow, the following expression for the filtration or collection efficiency of particles was proposed as a function of particle size (Alvaro, 2007):

$$E_n(\%)_t = \left(1 - \exp \left[-\frac{2FLY_c \sin \theta_c}{\pi b} \right] \right) \times 100, \quad (3)$$

where $E_n(\%)_t$ is the fractional filtration efficiency for the n -size iron oxide particles, F the volumetric fraction of wire in the filter (wires volume/filter volume), L the filter depth and θ_c is the critical approach angle which takes into account the particle bounce correction: when a particle approaches a wire of a grate with $\theta > \theta_c$, the impacting particle bounces and is re-entrained into the fluid stream; Y_c is the dimensionless collision radius, $Y_c = y_c/b$, where b is the wire radius and y_c is the critical capture distance of the particle and it represents the maximum perpendicular distance that a particle can cover from the flow streamline that passes through the centre of the wire and still be retained (Gooding & Felder, 1981). Both θ and y_c are shown in Fig. 5 (Gooding & Felder, 1981). More complete information is presented in Alvaro (2007).

Experimental fractional filtration efficiency calculated by Eq. (1) fits quite well the theoretical fractional collection efficiency (Eq. (3)), as can be seen in Fig. 6 where lines represent theoretical efficiency and dots, experimental efficiency. These results were obtained using a magnetic filter consisting of three grates, each grate placed above the gaps of the grate beneath, at an aerosol superficial velocity of 0.5 m/s. High values of the filtration efficiency, close to 100%, were achieved when the highest magnetic field, 4.03×10^5 A/m, was applied. Also Fig. 6 shows that fractional filtration or collection efficiency of the particles increases when magnetic field and particle size increase.

Only a small number of grates (one, two or three) was employed in order to keep the filter pressure drop low, which in the present experiments was scarcely 2 mm water column.

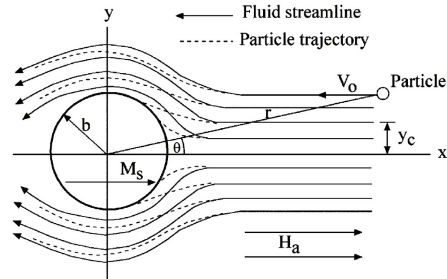


Fig. 5. Cross-section model of a ferromagnetic wire of radius b interacting with a paramagnetic particle in a moving fluid. y_c is a maximum value of y , called the critical capture distance, for which particles trajectories with $y < y_c$ will intersect the wire and with $y > y_c$ will not intersect the wire. $Y_c = y_c/b$ is the normalized collision radius. H_a is the applied magnetic field strength, M_s is the magnetization of wire and V_0 is upstream fluid velocity. r is the radial coordinate and θ is the angular coordinate (taken from Gooding & Felder, 1981).

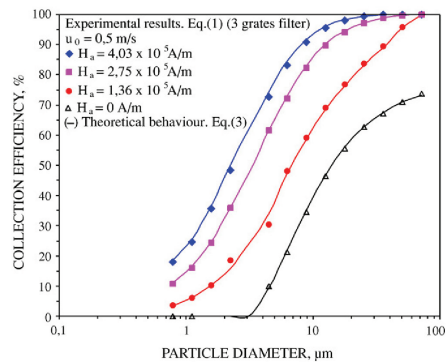


Fig. 6. Filtration efficiency vs. particle size at some magnetic fields.

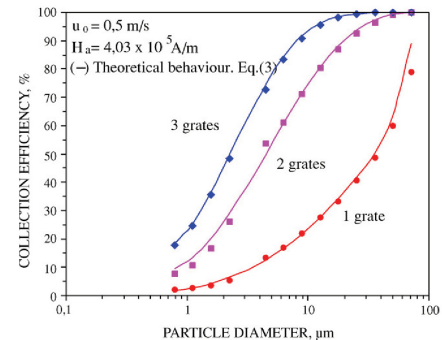


Fig. 7. Filtration efficiency vs. particle size with different number of grates.

Fig. 7 represents the influence of the number of grates forming the magnetic filter on the fractional filtration or collection efficiency of particles. Once again the continuous lines represent the theoretical efficiency (Eq. (3)) whereas the dots are experimental efficiency (Eq. (1)). For the same particle size, fractional filtration efficiency increases significantly with the number of grates forming the magnetic filter. Fig. 7 shows that when three grates and the highest magnetic field of 4.03×10^5 A/m were used the fractional filtration efficiency could closely approach 100%.

4. Conclusions

An experimental set-up with a magnetic filter has been designed, assembled and tested in the filtration of an iron oxide aerosol belonging to Geldart's C-type.

The generation of an iron oxide aerosol, elutriated from a fluidized bed consisting of a mixture of Geldart-C iron oxide powder and Geldart-B spherical sand particles to feed the magnetic filter, was first studied. Elutriation rate constants were higher for particles in the size range of 15–20 μm which were more easily elutriated than smaller particles. A new correlation similar to that of Yagi and Aochi was obtained for the elutriation of the Geldart-C iron oxide powder.

The magnetic filter consisted of one, two or three low-pressure-drop magnetizable grates. Isokinetic probes were used to take samples of the iron oxide aerosol at the inlet and the outlet of the magnetic filter. These samples allowed the calculation of experimental filtration efficiency as a function of particle size.

A theoretical expression for the fractional filtration or collection efficiency was deduced from a previous model taking into account the different forces acting on the iron oxide particles and the mass balance on the magnetic filter. Experimental fractional filtration efficiency matches quite well calculated theoretical efficiency. Increase of particle size, of number of grates or of applied magnetic field produced higher fractional filtration efficiency which in some cases closely approached 100%.

References

- Albert, R. V., & Tien, C. (1985). Particle collection in magnetically stabilized fluidized filters. *AIChE Journal*, 31(2), 288–295.
- Alvaro, A. (2007). *Design, assembling and study of a magnetizable grate filter for the filtration of an iron oxide aerosol*. Doctoral dissertation, University of Salamanca, Spain.
- ANSI/ASME PTC 38. (1980). *Determining the concentration of particulate matter in a gas stream (Performance test code)*. New York: American Society of Mechanical Engineers.
- De Lora Soria, F., & Miró Cavaría, J. (1978). *Técnicas de defensa del medio ambiente*. Barcelona: Labor, S.A..
- Dibbs, M. P., & Marier, P. (1977). Some environmental effects, sources and control methods for fine particulates. *AIChE Symposium Series*, 71(147), 60–69.
- Geldart, D. (1973). Types of gas fluidization. *Powder Technology*, 7, 285–292.
- Geuzens, P. L. (1985). *Some aspects of magnetically stabilized fluidization*. Doctoral dissertation, Technical University of Eindhoven, The Netherlands.
- Gooding, C. H., & Felder, R. M. (1981). High gradient magnetic filtration of fine particles from a gas stream. *AIChE Journal*, 27(2), 193–202.
- Kunii, D., & Levenspiel, O. (1991). *Fluidization engineering*. Boston: Butterworth-Heinemann.
- Künkül, A., & Abbasov, T. (2004). Removal of corrosion products from viscous aqueous suspensions by magnetic filtration. *Powder Technology*, 149, 23–28.
- Luchesi, P. J., Hatch, W. H., Mayer, F. X., & Rosensweig, R. E. (1979). Magnetically stabilized beds—New gas–solids contacting technology. In *Proceedings of the 10th world petroleum congress*, Vol. 4 (pp. 419–425).
- Ma, X., & Kato, K. (1998). Effect of interparticle adhesion forces on elutriation of fine powders from a fluidized bed of a binary particle mixture. *Powder Technology*, 95, 93–101.
- Massimilla, L., & Salatino, P. (1987). A theoretical approach to the characterization of carbon attrition in a fluidized bed combustor. *Chemical Engineering Communications*, 62, 285–301.
- Phillips, H. W. (2000). Select the proper gas cleaning equipment. *Chemical Engineering Progress*, 96(9), 19–38.
- Rodríguez, J. M., Sánchez, J. R., Alvaro, A., Florea, D. F., & Estévez, A. M. (2000). Fluidization and elutriation of iron oxide particles. A study of attrition and agglomeration processes in fluidized beds. *Powder Technology*, 111, 218–230.
- Sandulyak, A. V. (1988). *Magnetic filtration of liquids and gases*. Moscow: Khimia. (in Russian).
- Sanz, J.-M. (1991). *La contaminación atmosférica*. Madrid, Spain: Centro de Publicaciones, Ministerio de Obras Públicas y Transporte.
- Tsouris, C., Noonan, J., Ying, T., & Yiaccoumi, S. (2006). Surfactant effects on the mechanism of particle capture in high-gradient magnetic filtration. *Separation and Purification Technology*, 51, 201–209.

5.4.1. Conclusiones

En los experimentos de filtración se observó que la caída de presión a través de las parrillas era muy pequeña y que la eficacia filtrante aumentaba con el tamaño de partícula, la fuerza magnética y número de parrillas, lográndose en algunos casos eficacias cercanas al 100%.

La expresión teórica de la eficacia filtrante obtenida predice bien los valores experimentales, pudiendo ser empleada para el diseño de nuevos filtros magnéticos de estas características.

5.5. Otros resultados experimentales

Los siguientes trabajos experimentales se han desarrollado paralelamente al desarrollo del filtro magnético objeto de esta tesis, y, aunque estaban fuera de los objetivos, han proporcionado información valiosa y suplementaria para el conocimiento de los procesos de filtración de aerosoles de óxido de hierro. Por ello, se ha considerado apropiado incluirlos en este apartado.

5.5.1. Filtro granular estabilizado magnéticamente (MSF)

Una vez estudiada la posibilidad de eliminar las partículas de óxido de hierro mediante elutriación, se pasó a considerar la posibilidad de utilizar campos magnéticos que estabilizaran los lechos fluidizados y permitieran la separación y eliminación del óxido de hierro considerando éste como un agente de polución.

A tal fin se estudió la influencia de distintas variables de operación como eran la velocidad del gas, altura del lecho, fuerza del campo magnético aplicado y el rebote de las partículas; para la separación de partículas finas de óxido de hierro mediante un filtro granular estabilizado magnéticamente (MSF).

Este tipo de equipos puede retener de forma muy eficaz partículas de tamaños inferiores a 2 μm , siendo determinado por diversos autores [5.4]. Así Jaraiz y col [5.5] determinaron la forma de calcular las fuerzas magnéticas interparticulares en un lecho de este tipo, teniendo en cuenta los datos de la expansión del lecho.

El filtro granular estabilizado magnéticamente (MSF) consiste en una columna empaquetada de partículas ferromagnéticas donde el fluido a limpiar pasa a través de dicho filtro, y las partículas de polvo son retenidas por las partículas del lecho, debido al impacto inercial, por las fuerzas mecánicas entre las partículas y el

polvo, y además por la acción del campo magnético que añade un mecanismo adicional a los mecanismos que actúan en una filtración convencional.

Este estudio sistemático ha permitido una evaluación cuantitativa de los parámetros que afectan al proceso de filtración. Se ha observado que la eficacia de filtración aumenta con la altura del lecho y el tamaño del polvo.

Por último, se ha desarrollado una correlación para determinar la probabilidad de adhesión en función del número de Stokes:

$$\gamma = 0,0028 N_{St}^{-1,43} \quad (5.9)$$

siendo N_{St} , el número de Stokes definido como

$$N_{St} = \frac{u_0 d_p^2 \rho C_s}{9 \mu d_g} \quad (5.10)$$

donde C_s es la constante adimensional dada por la correlación de Cunningham

$$C_s = 1 + \left(\frac{\lambda}{d_p} \right) \left[2,514 + 0,8 \exp \left(\frac{-0,55 d_p}{\lambda} \right) \right] \quad (5.11)$$

Esta correlación representa considerablemente bien el proceso físico de la filtración en el MSF.

Estos resultados fueron publicados en el siguiente artículo.

ARTÍCULO

**Removal of Iron Oxide Particles in a Gas Stream by Means of a
Magnetically Stabilized Granular Filter**

Ind. Eng. Chem. Res., 38 (1999) 276-283

Removal of Iron Oxide Particles in a Gas Stream by Means of a Magnetically Stabilized Granular Filter

J. M. Rodríguez,[†] A. Macias-Machin,^{*,†} A. Alvaro,[‡] J. R. Sánchez,[‡] and A. M. Estevez[‡]

Grupo EMA, ETSII de Las Palmas, Tafiira Baja s/n, ULPGC, Las Palmas de Gran Canaria, 35017 Spain, and Departamento de Ingeniería Química y Textil, Plaza de los Caídos 1-5, Universidad de Salamanca, 37008 Salamanca, Spain

The present study deals with the influence of diverse operating variables such as gas velocity, height of the bed, magnetic field strength, and particle bounce on separation of fine dust particles (iron oxide) in magnetically stabilized granular filters (MSF). The collection results are more effective when the height of the MSF and dust sizes increase. Investigations concerning the magnetic field behavior have shown that the collection efficiency increases when the magnetic field also increases. And the increase of the magnetic field strength has shown that particle bounce significantly decreases and the adhesion probability, γ , of the MSF improves.

Introduction

Various physical–chemical processes in the siderurgical industry emit gaseous currents which contain polluting agents, such as carbon monoxide, ammonia, sulfurous anhydride, hydrocarbons, carbon dioxide, a wide range of gaseous organic compounds, coal and coke powders originating from used fuels, and particles of iron oxide together with oxides of other elements. The cleaning of these gases is difficult and relatively expensive. In fact, in the siderurgical industry, the capture of the smallest particle contents in the gases emitted is accomplished, mainly, by means of bag filters, though the Venturi scrubbers and electrostatic precipitators are also used. These devices present a decrease in the particle collection efficiency when the size is $<2 \mu\text{m}$.¹

The separation of fine particles from gases can be carried out in a fixed, fluidized, or moving bed that acts as a filter, retaining the solid particles which normally aims to remove from the fluid. Recently, we have found new designs on granular filtration in the literature.^{2,3}

In our case, we are going to use a magnetically stabilized granular bed filter for retaining small particles. The magnetic stabilization was first studied by Filipov and Kirko.⁴ This type of solid–fluid contactor has been studied by several authors, Casal et al.,⁵ Rosensweig et al.,⁶ Arnaldos et al.,⁷ and Jaraíz and Estevez.⁸

The usefulness of the magnetic stabilized granular bed filter for retaining small particles has been pointed out by several authors (Albert and Tien,⁹ Geuzens,¹⁰ and Siegel and Coualoglou¹¹). Jaraíz et al.¹² established a method to estimate the interparticular magnetic forces in a bed of this type, taking into account the expansion measures of the bed.

A magnetically stabilized filter (MSF) consists of a column, which contains a packed bed with a ferromagnetic behavior, where the fluid that is going to be cleaned passes through the filter. In these beds the dirty gas flows through the holes which form the particles of

the bed (granular medium) and where the dust particles are deposited. The removal of dust is produced by the inertial impaction, interception mechanism, and the action of the magnetic field.

The purpose of this paper is to conduct a systematic experimental study of aerosol filtration in a magnetically stabilized filter (MSF) and to examine the effects of various operating variables, such as gas velocity, height of the bed, magnetic field strength, and the effect of impacting particles, which bounce off on the collector surface.

Theoretical Background

In a magnetically stabilized bed upon defluidization, the height of the bed and porosity remain constant when decreasing the air velocity. As an approximation, a magnetically stabilized granular filter (MSF) may be considered to be a fixed-bed filter of uniform voids.

If one assumes a MSF to be a fixed bed, the classical filtration theory¹³ should be applicable to the description of the filter performance. This theory postulates that a fixed-bed filter consists of a number of unit bed elements and that similar phenomena occur on any of them. Therefore, the capacity of the bed to remove aerosols, E (overall collection efficiency), can be obtained by integrating the collection efficiency of each filter element, η (unit collector efficiency), over the whole bed.

According to this, the overall collection efficiency may be obtained from its definition

$$E = \frac{(C_{\text{inf}} - C_{\text{eff}})}{C_{\text{inf}}} \quad (1)$$

where C_{inf} is the influent dust concentration (kg/m^3) and C_{eff} is the effluent dust concentration (kg/m^3).

On the other hand, the initial collection efficiency for a clean filter, η_0 , can be obtained from the expression given by Yoshida and Tien¹⁴

$$\eta_0 = \frac{d_g}{L} \left(\frac{\pi}{6(1 - \epsilon)} \right)^{1/3} \ln \frac{C_{\text{inf}}}{C_{\text{eff}}} \quad (2)$$

where L is the height of the bed, d_g is the collector grain diameter, and ϵ is porosity.

* To whom correspondence may be addressed. E-mail: amacias@cicei.ulpgc.es.

[†] ETSII de Las Palmas.

[‡] Universidad de Salamanca.

Table 1. Correlations of Initial Collection Efficiency, η_0

investigators	expressions	rank
Rajagopalan and Tien ³⁵	$(\eta_0)_G = (1 - \epsilon)^{2/3} N_G$ $(\eta_0)_{BM} = 4As^{1/3} N_{pe}^{-2/3}$	
Paretsky (1972) [quoted in Doganoglu ³⁶] Meissen and Mathur ³⁷ Knetting and Beekmans ³⁸ Melcher et al. ¹⁹	$(\eta_0)_I = 1.5As(1 - \epsilon)^{2/3} N_R^2$ $(\eta_0)_I = 2.0N_{st}^{1.13}$ $(\eta_0)_I = 0.00075 + 2.6N_{st}$ $(\eta_0)_I = 3.76 \times 10^{-3} - 0.454N_{st} + 9.68N_{st}^2 - 16.2N_{st}^3$ $(\eta_0)_I = \beta N_{st}$	for $N_{st} > 0.0416$ with $\beta = 1.0$, for $N_{re} < 100$ $\beta = 0.01N_{re}$, for $100 < N_{re} < 1000$ $\beta = 10$, for $N_{re} > 1000$ for $d_p = 100 \mu m$ for $d_p = 600 \mu m$ for $10^{-3} < N_{st} < 10^{-2}$ for $1.26 < N_{re} < 130$
Doganoglu ³⁶	$(\eta_0)_{I,G} = 2.89N_{st} + 6.89N_G$ $(\eta_0)_{I,G} = 0.0583N_{st}N_{re} + 1.42N_G$	
Thambimuthu et al. ³⁹ Thambimuthu ⁴⁰	$(\eta_0)_I = 10^5 N_{st}^3$ $(\eta_0)_I = \left(\frac{N_{st}}{N_{st} + 0.062\epsilon} \right)^3$	$2 \times 10^{-3} < N_{st} < 2 \times 10^{-2}$ $0.33 < \epsilon < 0.4$
Goren ⁴¹ D'Ottavio and Goren ³³	$(\eta_0)_I = 1270N_{st}^{2.25}$ $(\eta_0)_I = \frac{(N_{st,eff})^{3.55}}{1.67 + (N_{st,eff})^{3.55}}$ where $N_{st,eff} = [A(\alpha) + 1.14N_{re}^{1/2}(1 - \alpha)^{-3/2}] \frac{N_{st}}{2}$ $A(\alpha) = \frac{6 - 6\alpha^{5/3}}{6 - 9\alpha^{1/3} + 9\alpha^{5/3} - 6\alpha^2}$ $\alpha = 1 - \epsilon$	
Gal et al. ²⁷	$(\eta_0)_I = \frac{2(N_{st}')^{3.9}}{1.67 + (N_{st}')^{3.9}}$ where $N_{st}' = N_{st}F$ $F = 1.0 + \frac{1.75N_{re}}{150(1 - \epsilon)}$	
Pendse and Tien ¹⁵	$(\eta_0)_I = B \left[N_{st} + 0.48 \left(4 - 4 \frac{N_R}{d_c} - \frac{N_R^2}{d_c^2} \right)^{1/2} \frac{N_R^{0.041}}{d_c} \right]$ where $B = 1 + 0.04N_{re}$ $N_R = d_p/d_s$	
Yoshida and Tien ¹⁴	$(\eta_0) = B \left[100N_{st}^2 + 0.19 \left(4 - 4 \frac{N_R}{d_c} - \frac{N_R^2}{d_c^2} \right)^{1/2} \frac{N_R^{1.041}}{d_c^*} \right]$ $(\eta_0) = B \left[N_{st} + 0.48 \left(4 - 4 \frac{N_R}{d_c} - \frac{N_R^2}{d_c^2} \right)^{1/2} \frac{N_R^{0.041}}{d_c} \right]$ where $B = 7 - 6 \exp[-0.0065N_{re}]$ $(\eta_0)_{BM} = 4(1 - \epsilon)^{2/3} As^{1/3} N_{pe}^{-2/3}$ $(\eta_0)_{BM} = 4(1 - \epsilon)^{2/3} \frac{1.13}{\epsilon^{1/3}} N_{pe}^{-1/2}$	for $N_R < 0.002$, $N_{st} < 0.01$ for $N_R < 0.002$, $N_{st} < 0.01$ for $N_{re} < 30$ for $N_{re} > 30$

Equation 2 lets us calculate the values of η_0 obtained experimentally, or $(\eta_0)_{exp}$, so according to Pendse and Tien¹⁵ the dominant mechanisms of collection in granular filter beds are those of inertial impaction and interception. The contributions of other mechanisms such as gravitation, sedimentation, and Brownian diffusion are secondary.

It is well-known that at high particle inertia the impacting aerosols may bounce off the filter grains after colliding with them. Therefore, not all impacting particles will be collected upon contact and an adhesion probability, γ , can be defined as

$$\gamma = (\eta_0)_{exp} / (\eta_0)_{\gamma=1} \quad (3)$$

where $(\eta_0)_{\gamma=1}$ is the collection efficiency if all the impacting particles are collected.

Several investigators, mainly Dahneke,^{16,17} have considered the collections under which impacting particles bounce off the collector surface. They conclude that the important factors involved are the particle and collector material characteristics as well as the kinetic energy

possessed by the impacting particle. An estimation of γ can be made from experimental data and eq 3 if one uses the experimentally determined value of η_0 as $(\eta_0)_{exp}$ and the predicted value of η_0 from available correlation as $(\eta_0)_{\gamma=1}$.

Over the years a number of correlations have been proposed to estimate these efficiencies. A summary of the correlations is given in Table 1. Generally speaking, these correlations were established by various investigators from their own data. These expressions differ a great deal and do not even agree qualitatively in many cases.

To use a suitable correlation, a comparison similar to that of Tien¹³ has been made with our experimental data in this paper.

We compared this correlation with our experimental results. First, based on the fact that experimental determination of η_0 can be made within a factor of 2 [or $0.5 < (\eta_0)_{cal} / (\eta_0)_{exp} < 2.0$]. The second type of comparison was intended to measure quantitatively the difference between predicted and experimental values. For each set of data, as well as for the total data, the quantity

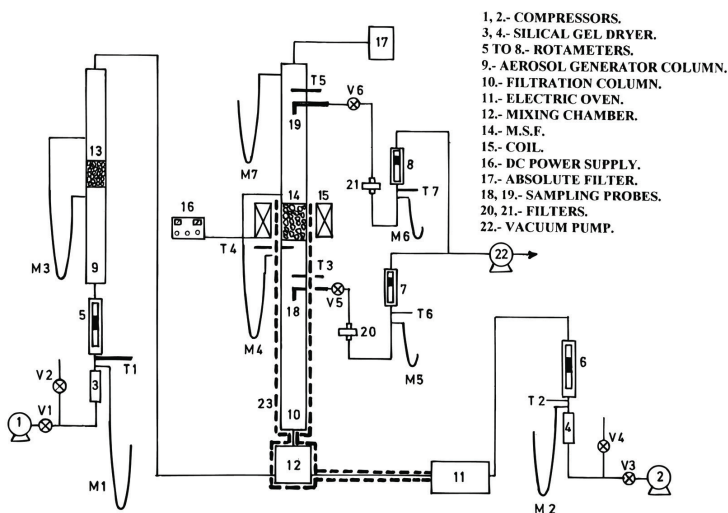


Figure 1. Diagram of experimental apparatus.

$\sum [\ln(\eta_0)_{cal} - \ln(\eta_0)_{exp}]^2$ was calculated for each correlation expression.

From all the correlations used for the inertial impact mechanism, the Paretsky correlations¹⁸ and those of Melcher et al.¹⁹ have been the most suitable according to the experimental results. We have used the Melcher et al. correlation to get the adhesion probability since it has a great suitability with regard to the experimental results. The rest of the correlations were rejected either by lack of suitability or because the application conditions of those correlations do not fit with the operating conditions in this paper.

This allows us to calculate the expression called the adhesion probability, γ , in terms of the operation conditions because it is well-known that at high particle inertia the impacting aerosol may bounce off the filter grains after colliding with them. Therefore, not all impacting particles will be collected upon contact.

Later, a new equation for the adhesion probability will be given in this paper because we have observed that this adhesion probability is closely connected with the magnetic field strength. In addition, the equation developed in this paper is much more suitable because it realistically represents the actual physical filtration process for the Stokes number range.

Experimental Work

The equipment used in this experimental work is shown in Figure 1 and consists of the following parts:

Dust Generator System. A fluidized bed was used as a dust generator to prepare the suspension used in the experiments. The material used in the fluidized bed was a mixture of particles of sand whose size ranged from 149 to 177 μm . The dust particles were iron oxide with different mean sizes of particles ($d_p = 0.761 \mu\text{m}$, $\sigma = 0.058 \mu\text{m}$; $d_p = 0.886 \mu\text{m}$, $\sigma = 0.064 \mu\text{m}$; $d_p = 1.194 \mu\text{m}$, $\sigma = 0.091 \mu\text{m}$).

The fluidized bed consists of a metacrilate pipe of 4.4 cm i.d. and a height of 1 m from the distributor to gas

exit. The distributor consists of a mesh nylon screen between two perforated stainless steel plates. An experiment was started by charging a known weight of a powder (15 g of iron oxide) into a fluidized bed of sand. The gas velocity was set, and a moderate gas velocity was established slightly above the minimum bubbling velocity. The bed was mixed further at this low gas velocity, and the run was started by increasing the velocity.

In this way, the iron oxide particles were elutriated, thus generating an aerosol of particles which are going to be filtered in the MSF. The aim of these particles of sand in the bed is to get a better fluidization and elutriation of the iron oxide particles, which are difficult to elutriate due to their small particle size.²⁰

Before the particles were elutriated, the fluidized bed of sand was strongly fluidized in order to avoid the attrition of the particles of sand in the bed during the process of particle generation because the breakage of bed material can occur by purely hydrodynamic effects in the fluidized bed.²¹

It was observed that the sand particles do not suffer breaking during the process of iron oxide generation.²²

Dust stability with regard to time has been obtained by means of the installation of a decanting-mixing chamber at the outlet of the fluidized bed.²³ The decanting-mixing chamber was designed using the theory of cyclone. So the aerosol flow goes into the chamber tangentially taking place the particle decantation in terms of the air velocity supplied by the air compressor and by the fluidization velocity. It can be observed that the dust concentration is constant at the outlet of the decanting-mixing chamber.²⁴

A Magnetically Stabilized Granular Bed. This bed consisted of particles of magnetic steel whose size (1.18–1.68 mm) and the bed height (5–10 cm) were varied in terms of the experiment which was carried out. The porosity of the MSF was 0.44, and the minimum fluidizing velocities ranged from 1.8 to 2 m/s.

The particle bed was placed in the inner part of a glass column of 4.46 cm i.d. and was surrounded by a coil within an oil bath for its refrigeration. The coil was composed of a coil of copper wire whose thickness was 3 mm, containing 14 layers of 23 turns. The height of the coil was 7.5 cm and the internal and external diameters were 9.9 and 17.7 cm, respectively. In addition to this, it was connected to a direct current feed source GRELCO, model 2450 M (50 A, 0–30 V).

At the outlet of the magnetically stabilized filter, a chamber with water was placed. This chamber acted as an absolute filter which collected the dust particles that were not held by the MSF.

Sampling System. The influent and effluent dust concentration were determined by isokinetic sampling according to the ANSI/ASME norm.²⁵ Dust samples were taken simultaneously at both the inlet and the exit of the MSF.

The method used to determine the dust concentration was a visible–ultraviolet spectrophotometer. It consisted of the intake of the sample collected on the glass fibber filter (A/E 47 mm) and determined the absorbency, at a wavelength of 450 nm, of iron chlorides, which were made by treating the iron oxide collected in the filters with CIH (6 N).

To get the concentration of iron oxide, a calibrated curve was established. This curve related the absorbencies of iron chloride dissolutions to the iron mass used to make the chlorides, so by interpolating on the calibrated curve, we got the concentration of iron oxide for every filter.

Procedure. Prior to each filtration experiment, the air supply from the compressor was filtered and dried. The air supply was used to operate the aerosol generator. After the mixture reached a good consistency, the dust with the grain of the fluidized bed, i.e., the dust suspension, was allowed to pass through a decanting–mixing chamber. In this chamber, we mixed the dust with hot gas that entered from the other compressor that is connected to a heat exchanger.

After that, the dust suspension was allowed to pass through the MSF. Dust samples were taken simultaneously at both the inlet and the exit of the MSF.

The dust that was not collected in the MSF was collected in a chamber with water placed at the exit of the equipment. This chamber enabled the collection of those particles that were not held by the granular filter.

The magnetic field was systematically varied to determine its influence on the filtration efficiency. The samples were taken every 30 min, and each experiment lasted for approximately 3 h.

Experimental Variables. The experimental variables considered in this work include gas velocity, height of the granular filter, size of the dust, and magnetic field.

The range of operation of these variables was as follows: The gas velocity was varied between 1.15 and 2.1 m/s, the height of the granular filter varied between 5 and 10 cm, and the magnetic field varied between 0 and 31190 A/m.

We used three different aerosols in the filtration process; the mean diameters of the dust (iron oxide) were 0.761, 0.886, and 1.194 μm .

These experimental variables enabled us to calculate the total collection efficiency of the filter, the influence of the magnetic field on the filtration process, and the way to decrease the particle bouncing in a MSF.

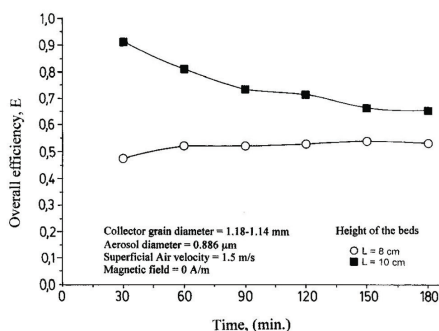


Figure 2. Efficiency of the MSF at two bed heights.

Results and Discussion

In a magnetically stabilized bed, upon defluidization, bed height and porosity remain constant when decreasing air velocity. Therefore, as an approximation, a MSF may be considered to be a fixed-bed filter of uniform voidage.²⁶

If one assumes a MSF to be a fixed bed, the classical filtration theory should be applicable to the description of the filter performance.¹³

The performance of a filter can be described by its overall collection efficiency, E (eq 1), and it is necessary to measure the influent and effluent concentration C_{inf} and C_{eff} expressed as kilograms of iron oxide per cubic meter of air at various times. It is important to note that η_0 can be obtained from experimental data. The values of the influent and effluent concentration can determine η_0 (eq 2) because the relationship between η_0 and E provides a meaningful indicator of the intrinsic ability of grain to capture particles.

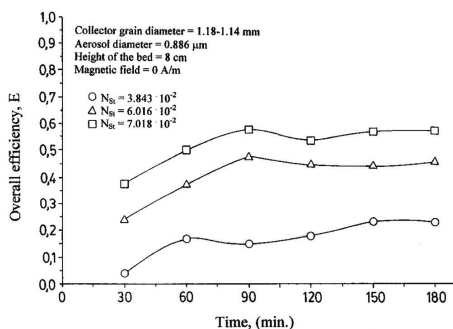
In this work, both the overall collection efficiency, E , obtained in the MSF and the unit collection efficiency, η_0 , are evaluated from measurements collected for each experiment when we operate with different experimental variables: gas velocity, height of the granular filter, size of the dust, and magnetic field.

Influence of the Height on the Granular Bed. The results shown in Figure 2 were obtained at two heights of the granular filter, $L = 8$ cm and $L = 10$ cm, and a fixed gas velocity of $u_0 = 1.5$ m/s. This experiment was made at ambient temperatures and filtration efficiencies between 45 and 90%. The data plotted for this gas velocity show that the filtration efficiency increases when the height of the MSF also increases.

It has been noted that there is a remarkable difference between the efficiencies of the beds at different heights due to both the clogging effect and the increase of the specific deposit with the height ($L = 10$ cm) of the MSF. These findings coincide with the studies done by Pendse and Tien¹⁵ where the clogging effect and bouncing-off cannot be completely ignored when the bed gets saturated.

In Figure 2, it can be observed that for a given height of MSF ($L = 10$ cm), the dust retention on the steel packing of the granular filter decreases with time. This is due to the fact that the particles of iron oxide settle easily at the beginning of the filtration process, but when the filtration process goes on, the new dust particles (iron oxide) which are coming have enough

280 Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 38, No. 1, 1999


Figure 3. Efficiency of the MSF at three gas velocities.

inertia to collide with those particles retained causing their separation. Due to this, the filtration efficiency decreases up to an approximate value of 68%.

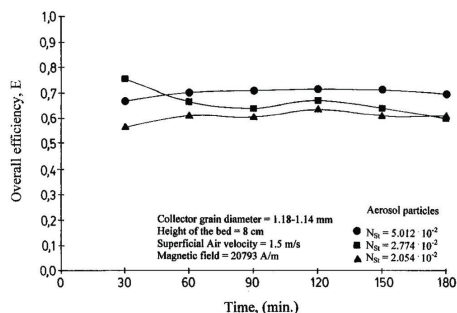
This decrease of the efficiency with time has also been described in ref 9 because the re-entrainment of particles may be possible when the specific deposit of the filter increases.

Influence of the Gas Velocity. The effect of gas velocity on the process of particle collection is very important. In Figure 3 the total collection efficiency of the MSF is given as a function of time. The data shown in this figure were obtained for the same height of the bed ($L = 8$ cm) and magnetic field ($H = 16\,011$ A/m). We have varied the gas velocity in the range 1.15–2.1 m/s, and every experience was repeated three times under the same working conditions, verifying that the maximum error obtained in the measured concentrations was about 5%.

The total collection efficiency calculated increases when the gas velocity increases. The total collection efficiency observed for the case $u_0 = 1.15$ m/s was lower than the collection efficiency for the case $u_0 = 2.1$ m/s. This was due to the fact that the most important mechanism in this case was the inertial impact mechanism, because the magnetic field had remained constant.

However, the Stokes number increases when the gas velocity also increases. The rank of the number of Stokes used varied from 3.84×10^{-2} to 7.01×10^{-2} , verifying that as the applied magnetic field is not too high (16 011 A/m), the inertial impact mechanism is predominant. However, this does not happen when using bigger magnetic fields. In this case, the magnetic retention mechanism is the prevailing one. According to Gal et al.²⁷ the prevailing filtration mechanism for the number of Stokes used in this paper is "inertial impact" provided that the particle size used is higher than $0.5 \mu\text{m}$. Therefore, the most important retention mechanism for particles of small size is the inertial impact.²⁸

In Figure 3, a wave behavior can be seen. We observe that the total collection efficiency first increases but then it decreases. This behavior is successively repeated throughout the filtration process. This phenomenon can be explained by saying that the retention of dust particles (iron oxide) on the surface of the granular packing takes place initially but later the new dust particles which arrive at the bed have enough inertia to collide with those particles retained causing their separation.


Figure 4. Efficiency of the MSF at three sizes of aerosol particles.

This phenomenon has been explained by Höflinger et al.²⁹ He considers that the filtrating cake, which is formed in a filtration process, consists of an inner area, which is compressed and fixed, and an outer area, which is less compressed and free. Therefore, the particles that form the last layer are those which are easily removed due to the action of the impact produced by the new particles coming into the MSF.

Influence of the Dust Size. The influence of the dust size on the total collection efficiency, E , of the MSF has been plotted as a function of the time in Figure 4. We have used a dust of iron oxide where the mean diameter particle varied between 0.761 and $1.194 \mu\text{m}$. The Stokes number ranged from 2.05×10^{-2} to 5.01×10^{-2} . It has been observed that the magnetic field applied to Figure 4 is appreciable (20 793 A/m). In this way, the mechanism that is going to predominate is that of magnetic retention.

On comparison of Figures 3 and 4, it is observed that the global filtration efficiency increases when the magnetic field also increases, verifying that the grade efficiency decreases when particle sizes decreases.

Due to this, when a magnetic field is applied (20 793 A/m), the reorganized bed creates some channels through which the iron oxide particles pass through. The smaller the particles, the easier they will pass through. In addition to this, due to the paramagnetic character of the particles, the larger particles will be held easier than the smaller ones because the magnetic force used on a particle is directly proportional to its volume.

Influence of the Magnetic Field. The results shown in Figure 5 were obtained at a fixed gas velocity ($u_0 = 1.5$ m/s) and at a fixed height of the MSF ($L = 8$ cm). The total collection efficiency observed for the case without magnetic field ($H = 0$ A/m), was lower than the total collection efficiency for the case with magnetic field. This is consistent with the expectation that particle collection attributed to magnetic forces increases with the increase of the magnetic field, because we have an additional force on the iron oxide particles with paramagnetic characteristics. As a result of this, the retention in the MSF increases.

In Figure 5, we observed that when applying a magnetic field, the wave phenomenon was smoother due to the external force applied which retained some particles before being separated by the collision of the new particles that arrived.

If we compared the experiences made with different magnetic fields, it can be observed that the filtration efficiencies are higher when there is a magnetic field.

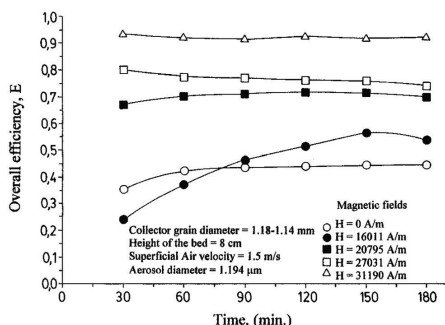


Figure 5. Influence of magnetic field strength on efficiency of the MSF.

In this way, when using a magnetic field of 31 190 A/m, a total collection efficiency of about 93% is obtained. However, when using smaller magnetic fields, the total collection efficiency decreases if the magnetic field decreases.

In Figure 5, it can also be observed that for the case of $H = 16\ 011\ \text{A/m}$ the initial total collection efficiency is smaller when there is a magnetic field. This phenomenon is explained by saying that when a magnetic field is connected, the reorganized bed creates some channels, which allow the iron oxide particles to pass through the packing easily. Later on, the channel becomes narrower due to the deposition of iron oxide particles, up to a given moment where the total collection efficiency is higher than the efficiency obtained under the same working conditions but without a magnetic field.

Particle Bounce. When a solid particle contacts a surface at low velocity, it loses its kinetic energy by deforming itself and the surface. The greater the velocity, the greater deformation and the better the adhesion. At high velocities, part of the kinetic energy is dissipated in the deformation process and part is converted elastically to kinetic energy of rebound. If the rebound energy exceeds the adhesion energy, the energy required to overcome the adhesive forces, the particles will bounce away from the surface.³⁰

The problem of particle bounce has been studied for solid particle collection in impactor, granular filters, and fibrous filters. The harder the materials, the larger the particle, or the greater the velocity, the more likely bounce is to occur. Coating surfaces with oil or grease increases the adhesion energy, the deformation, and the dissipative energy and greatly reduces the problem of bounce. Recently, the application of a sticky coating to the impactation plates has been recommended for many situations. However, it can be observed that the bounce effect is the most pronounced for the larger particles.³¹

In our case, to improve the adhesion, magnetic fields have been used. Due to this, the bounce off of the dust particles (iron oxide) decreased. Figure 6 shows the dependence of the adhesion probability on a magnetic field when we have a height of granular bed of 8 cm. The packing used varies from 1.18 to 1.41 mm, and the dust particle has a mean diameter of 1.194 μm .

In Figure 6, it can be seen that the adhesion probability is about 0.22 when the magnetic field applied is zero, practically keeping this value until reaching a value of the magnetic field of 15 000 A/m.

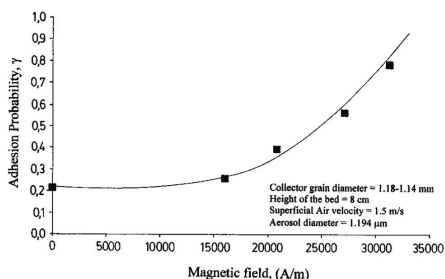


Figure 6. Dependence of adhesion probability on magnetic field strength.

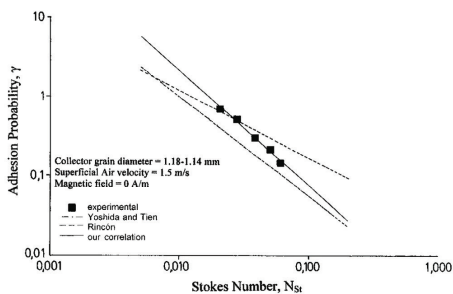


Figure 7. Adhesion probability as a function of N_{St} .

Then we observe that at the same time as the magnetic field increases, the adhesion probability also increases, verifying that the highest adhesion probability obtained is 0.8 for an approximate field of 31 200 A/m.

When the MSF worked at low magnetic fields the bounce effect was found to be more pronounced for smaller magnetic fields, which we attribute to the decreasing ratio of adhesion to kinetic energy with decreasing magnetic field.

The action of magnetic forces in adhesion has been demonstrated. It can be observed during the experimentation that at the same time as the magnetic field increases, the particle bounce decreases. If the magnetic field increases, the magnetic force of attraction on particles can increase, so the filtration efficiency increases and smaller particles can be retained in the MSF.

However, important factors that affect the adhesion probability, γ , are hardness, particle shape, surface roughness, and both the angle and velocity of impact.³² The action of external forces (electric, magnetic, etc.) also has an influence on this parameter.

Although a number of investigators have examined the problem, none of the adhesion criteria available is exact.²⁶ It follows that a new correlation for calculating the adhesion probability, γ , in MSF is needed.

In Figure 7, a graphic representation of Stokes number versus the adhesion probability is given, verifying that velocity increases when the particle becomes smaller and the probability of bounce will dominate eventually. There is an interesting parallelism between this and the case of particles of high Stokes number. In Figure 7, it can be observed that if the Stokes number

increases, the velocity of impact also increases. While this results in an increased frequency of impact, it ultimately acts against adhesion.

Similar results were found by D'Ottavio and Goren³³ and Tardos et al.,³⁴ since their data displayed the behavior that if the Stokes number increases beyond a certain value, the unit collector efficiency decreases along with the adhesion probability. This phenomenon can be attributed to the bounce off of impacting aerosol particles from filter grains.

The correlation used in this paper is

$$\gamma = 0.0028 N_{St}^{-1.43} \quad (4)$$

In the experimental range of the variables studied, this correlation is preferable because it more realistically represents the actual physical filtration process in the MSF. This can be observed in Figure 7 where the equation is compared with the expressions given by Yoshida and Tien¹⁴ and Rincón.²³

The differences found between the equations represented in Figure 7 may occur due to the size of the packing of the bed, which are different from the experiments made by Yoshida and Tien.¹⁴ On the contrary, the equation given by Rincón²³ is for a bed size of 1.5 cm. In our study, however, we have worked with beds which are five to seven times higher than those of Rincón.²³

Finally, we must point out that the experimental results obtained are different from those of Rincón²³ because in our case the filtration process depends on the magnetic field strength, gas velocity, and dust size.

Conclusions

This study has examined the effect of gas velocity, height of the bed, magnetic field strength, dust size, and particle bounce on particle collection in magnetically stabilized granular filters (MSF). Systematic measurements of the collection efficiency have permitted a quantitative evaluation of the parameter that affects the filtration process. This study has shown that the collection efficiency increases with the height of the MSF and dust size.

The effect of gas velocity on particle collection is very important, and we have observed that the collection efficiency first increases but then it decreases. At high flow rates, the dust particles may be removed from the granular packing and escape with the effluent air flow.

Measured values of the total collection efficiency using different magnetic fields indicate that "E" increases when increasing the magnetic field. As a result, the total collection efficiency is higher than the efficiency obtained under the same working conditions but without a magnetic field.

Such a particle bounce may significantly reduce the collection efficiency of the MSF. We have used a magnetic field to improve the adhesion of the dust. We have observed experimentally that at the same time as the magnetic field increases, the adhesion probability, γ , also increases verifying that the particle bounce-off decreases.

A new correlation has been developed in this paper for the adhesion probability, γ . The new correlation should be useful for estimating this parameter in MSF, and it is expressed as follows:

$$\gamma = 0.0028 N_{St}^{-1.43} \quad (4)$$

Nomenclature

- A_s = dimensionless number defined as $2(1 - \alpha^5)/\alpha'$
- C_s = Cunningham's correction factor (dimensionless) defined by $C_s = 1 + (\lambda/d_p)[2.514 + 0.8 \exp(-0.55d_p/\lambda)]$
- C_{inf} = influent particle concentration (kg/m³)
- C_{eff} = effluent particle concentration (kg/m³)
- D = diffusion coefficient (μm) defined by $D = C_s K T / 3 \pi \mu d_p$
- d_p = aerosol diameter (μm)
- d_g = collector grain diameter (μm)
- d_c^* = dimensionless constricted diameter of constricted tube, d_c/d_g
- d_c = average pore constriction diameter (μm)
- E = overall collection efficiency
- H = magnetic field (A/m)
- K = Boltzmann constant
- L = height of bed
- N_C = dimensionless number of sedimentation defined as $2d_p^2(\rho_p - \rho)gC_s/9u_0\mu$
- N_{Pe} = Peclet number defined as u_0d_p/D (dimensionless)
- N_R = relative size parameter (dimensionless) defined as d_p/d_g
- N_{Re} = Reynolds number defined as $u_0\rho d_g/\mu$
- N_{St} = Stokes number defined as $u_0d_p^2\rho C_s/9\mu d_g$ (dimensionless)
- P = pressure in bar
- T = temperature in K
- u_0 = superficial air velocity (m/s)

Greek Letters

- ρ = gas density (kg/m³)
- ρ_p = density of iron oxide particle that form the aerosol (kg/m³)
- α' = dimensionless constant defined as $(1 - \epsilon)^{1/3}$
- α'' = dimensionless constant defined as $2 - 3\alpha' + 5\alpha'^5 - 2\alpha'^6$
- ϵ = bed porosity (dimensionless)
- $(\eta)_0 = 1$ = collection efficiency if all the impacting particles are collected
- $(\eta)_{exp}$ = experimental value of η_0
- η = unit collector efficiency
- η_0 = unit collector efficiency for a clean filter bed
- λ = molecular mean free path defined by $\lambda = (3.023 \times 10^{-4}) / (T(1 + 110/T)P)$
- μ = viscosity of the air (kg/ms)
- γ = adhesion probability
- σ = geometric standard deviation (μm)

Subscripts

- i = inertial impaction
- G = gravitational sedimentation
- BM = Brownian diffusion
- I = interception

Literature Cited

- (1) Dibbs, M. P.; Marier P. Determining Some environmental effects, sources and control methods for fine particulates. *AIChE Symp. Ser.* **1977**, *71* (147), 61.
- (2) Peukert W.; Löffler, F. Influence of temperature on particle separation in granular bed filters. *Powder Technol.* **1991**, *68*, 263.
- (3) Henriquez, V.; Macias-Machin, A. Hot gas filtration using a moving bed heat exchanger-filter, (MHEF). *Chem. Eng. Process.* **1997**, *36*, 353.
- (4) Filipov, M. V.; Kirko, I. M. Standard correlations for a fluidized bed of ferromagnetic particles in a magnetic field. Report F-21, Section on Physical Modelling, Moscow, 1959.
- (5) Casal, J.; Ripol, J.; Puigjaner, L. Fluidized bed stabilization with a magnetic field. *Journ. Eur. Fluidisation. Actes*, **1**, 7.1., Toulouse. **1981**.
- (6) Rosensweig, R. E.; Siegel, J. H.; Lee, W. K.; Hikns, T. Magnetically stabilized fluidized solids. *AIChE Symp. Ser.* **1981**, *77*, 8.

- (7) Arnaldos, J.; Casal, J.; Puigjaner, L. Le lit fluidisé stabilisé magnétiquement: caractéristiques et possibilités d'application. *Powder Technol.* **1983**, *36*, 33.
- (8) Jaraíz-M, E.; Estevez, A. M. Design concepts for a collar-type magnetic valve for small-size solids (MVS): theory and experiments. *Powder Technol.* **1987**, *53*, 1.
- (9) Albert, R. V.; Tien, C. Particle collection in magnetically stabilized fluidized filters. *AIChE J.* **1985**, *31* (2), 288.
- (10) Geuzens, P. L. Some aspects of magnetically stabilized fluidization. Ph.D. Thesis, Technische Hogeschool. Eindhoven. Holland, 1985.
- (11) Siegell, J. H.; Coualoglou, C. A. Magnetically stabilized beds with continuous solids throughput. *Powder Technol.* **1984**, *39*, 215.
- (12) Jaraíz, E.; Estévez, A.; Cuéllar, J.; Muñiz, J.; Rodríguez, J. M. Estimation of magnetic interparticle forces from net forces and bed expansion in a magnetic immobilized bed (MIB). *Proc. Fluidización y Sistemas Fluido/Partícula II*, Zaragoza, Mayo **1992**, 419.
- (13) Tien, C. *Granular filtration of aerosols and hydrosols*, Butterworth: Boston, 1989; p 107.
- (14) Yoshida, H.; Tien, C. A new correlation of the initial collection efficiency of granular aerosol filtration. *AIChE J.* **1985**, *31*, 1752.
- (15) Pendse, H.; Tien, C. General correlation of the initial collection efficiency of granular filter beds. *AIChE J.* **1982**, *28* (4), 677.
- (16) Dahneke, B. J. The influence of flattening on the adhesion of particles. *Colloid Interface Sci.* **1972**, *40*, 1.
- (17) Dahneke, B. J. Measurements of bouncing of small latex spheres. *Colloid Interface Sci.* **1973**, *45*, 584.
- (18) Paretzky, L. C. Filtration of aerosols by granular beds. Ph.D. Dissertation, The City University of New York, 1972.
- (19) Melcher, J. R.; Alexander, J. C.; Zahedi, K. *Electrofluidized beds in the control of fly ash*. Final report to Empire State Electric Energy Research Corp., New York, 1978.
- (20) Geldart D.; Harnby N.; Wong A. C.; Fluidization of cohesive powders. *Powder Technol.* **1984**, *37*, 25.
- (21) Shamlou P. A.; Liu Z.; Yates J. G. Hydrodynamic influences on particle breakage in fluidized beds. *Chem. Eng. Sci.* **1990**, *45* (4), 809.
- (22) Rodríguez J. M.; Florina D.; Sanchez J. R.; Navarro A. A.; Estevez A. M. Elutriation of iron oxide particles from fluidized beds. A way of separating particles and getting an aerosol to determine the filtration efficiency of a magnetically stabilized granular bed. International Symposium on Filtration and Separation of Fine Dust. 24–26 April, Vienna, 1996; p 104.
- (23) Henriquez, V.; Lozano, A.; Macías-Machín, A. Influence of a decanting-mixing chamber in aerosol generation. *International Symposium of Filtration and Separation*. 28–29 September. Salamanca, 1995; p 98.
- (24) Rodríguez, J. M. Estudio de un filtro granular inmovilizado magnéticamente para la eliminación de partículas sólidas en corrientes gaseosas calientes. Ph.D. Thesis, Universidad de Salamanca, Spain, 1995.
- (25) ANSI/ASME PTC 38-1980 Performance test code. *Determining the concentration of particulate matter in a gas stream*. American Society of Mechanical Engineers. United Engineering Center: New York, 1980.
- (26) Rincón, J. Removal of fine particles from gases in a magnetically stabilized fluidized filter. *Sep. Sci. Technol.* **1993**, *28* (6), 1241.
- (27) Gal, E.; Tardos, G. I.; Pfeffer, R. A study of inertial effects in granular bed filtration. *AIChE J.* **1985**, *31*, 1093.
- (28) Clift, R.; Ghadiri, M.; Thambimuthu, K. V. Filtration of gases in fluidised beds. In *Progress in Filtration and Separation*. Wakeman, R. J., Ed.; Elsevier Scientific Publishing Company: Amsterdam, 1982; Vol. 2, p 75.
- (29) Höflinger, W.; Stöcklmayer, Ch.; Hackl, A., Model calculation of the compression behaviour of dust filter cakes. *Filtr. Sep.* **1994**, *31* (8), 807.
- (30) Hinds, W. C. *Aerosol technology. Properties, behaviour and measurement of airborne particles*; John Wiley & Sons: New York, 1982.
- (31) Grinshpun, S. A.; Willeke, K.; Ulevicius, V.; Juozaitis, A.; Terzieva, S.; Donnelly, J.; Stelma, G. N.; Brenner, K. P. Effect of impactation, Bounce and re-aerosolization on the collection efficiency of impingers. *Aerosol Sci. Technol.* **1997**, *26*, 326.
- (32) Brown, R. C. *Air filtration. An integrated approach to the theory and applications of fibrous filters*; Pergamon Press: Oxford, 1993.
- (33) D'Ottavio, T.; Goren, L. S. Aerosol capture in granular beds in the impaction dominated regime. *Aerosol Sci. Technol.* **1983**, *2*, 91.
- (34) Tardos, G. I.; et al. Experiments on aerosol filtration in granular sand beds. *J. Colloid Interface Sci.* **1979**, *71*, 616.
- (35) Rajagopalan, R.; Tien, C. Trajectory analysis of deep-bed filtration with the sphere-in-cell porous media model. *AIChE J.* **1976**, *22*, 523.
- (36) Doganoglu, Y. Aerosol collection in fixed and fluidized beds. Ph.D. Dissertation, McGill University, Montreal, 1975.
- (37) Meissen, A.; Mathur, K. B. The spouted bed aerosol collector: A novel device for separating small particles from gases. In *Multiphase flow system, Int. Chem. Eng. Symp. Ser.* 1974; No. 38, Paper K3.
- (38) Knetting, P.; Beeckmans, J. M. Capture of monodispersed aerosol particles in a fixed and in a fluidized bed. *Can. J. Chem. Eng.* **1974**, *52*, 703.
- (39) Thambimuthu, K. V.; Doganoglu, Y.; Farrokhalner, T.; Clift, R. Aerosol filtration in fixed granular beds. In *Deposition and filtration of particles from gases and liquids*; Society of Chemical Industry: London, 1978; p 197.
- (40) Thambimuthu, K. V. Gas filtration in fixed and fluidized beds. Ph.D. Thesis, University of Cambridge. Cambridge, 1980.
- (41) Goren, S. L. Modelling granular bed filters including effects of captured dust and reentrainment. In report DOE/ET/10303-1327 Analytical model for the performance of a moving granular filter. Ferguson, J. R., Ed.; Technical Information Center, U.S. Department of Energy, 1982.

Received for review March 20, 1998

Revised manuscript received October 9, 1998

Accepted October 16, 1998

IE980177Q

5.5.1.1. Conclusiones

En el lecho empaquetado con partículas magnetizables se ha encontrado que a medida que la velocidad superficial del gas disminuye, aumenta la eficacia global del proceso de filtración, de forma que para altas velocidades de flujo, el polvo fino es arrastrado.

Asimismo, se observa que la eficacia aumenta conforme aumenta la fuerza del campo magnético aplicado.

Todo esto es debido a que el efecto rebote puede reducir de manera importante la eficacia de la separación. Este efecto se evita en parte por la aplicación de campos magnéticos que aumentan la adhesión de las partículas al soporte. Durante este trabajo se ha desarrollado una nueva expresión para la fuerza de adhesión de las partículas dada por la correlación (5.11).

5.5.2. Índices de Filtración

A continuación de los anteriores estudios, se quiso determinar la relación existente entre diferentes estructuras de filtros y su comportamiento cuando se trataba de aerosoles de óxido de hierro, todo ello con la idea de ser aplicado al filtro de parrillas magnetizables.

Para ello, y con el fin de uniformar el conocimiento sobre el comportamiento de los filtros, se determinaron unos cuantos índices de filtración que se consideran significativos.

Dichos índices fueron la cantidad de materia retenida por unidad de caída de presión del filtro, índice δ . Este índice proporciona una cuantitativa de la bondad del filtro, pero con fines comparativos entre filtros, se definió el Índice de Filtración, IF, que relaciona la velocidad superficial del fluido con el área transversal del filtro y con la cantidad de materia retenida. Fue determinado mediante análisis dimensional

$$I_F = \frac{\left[\frac{W}{S \cdot t} \right] u}{\Delta P} = \frac{W}{S \cdot t \cdot \Delta P} \quad (5.12)$$

Donde: W = masa retenida de óxido de hierro (kg)

S = área transversal de filtración (m^2)

t = tiempo (s)

u = velocidad superficial del aerosol (m/s)

ΔP = caída de presión a través del medio filtrante

Partiendo del índice de filtración, se obtuvo un nuevo parámetro de calidad, F , que relaciona dicho índice con la eficacia de la filtración, E , y el coste relativo, RC , definiendo éste como la relación entre el coste del filtro y un estándar al que se le puede asignar un valor unitario:

$$F = \frac{I_F \cdot E}{RC} \quad (5.13)$$

Naturalmente, el índice F es adimensional dado que proviene de una relación de números adimensionales.

Estos resultados fueron publicados en el siguiente artículo.

ARTÍCULO

**Comparative Study of Different Fabrics in the Filtration of an
Aerosol using More Complete Filtration Indexes**

Filtration & Separation, 34(6) (1997) 593-598

Comparative Study of Different Fabrics in the Filtration of an Aerosol using More Complete Filtration Indexes

Javier R. Sanchez, J.M. Rodriguez, A. Alvaro and A.M. Estevez
 Department of Chemical & Textile Engineering, University of Salamanca,
 Pza. de los Caídos 1/5, E-37008 Salamanca, Spain

The influence of the yarn number (or titre) of several polyester/wool fabrics on their behaviour as filter media has been studied. The main purpose of the study was to determine the relationship between their structures and their performance as filters, especially when the fluid to filter is an aerosol composed of solid particles of iron oxide of very small size (to a large extent submicron) and air at ambient temperature. The study has been accomplished by testing two nonwoven fabrics, under the same conditions as the woven fabrics, that are also appropriate for filtering applications. Three filtration indexes, δ , I_F and F have been defined, in order to provide complementary information to that given by the quality parameters already defined in the literature. This information will be very useful in quantifying the performance of filtering fabrics in solid/gas separation processes and, more importantly, to compare them mutually.

There exist many procedures to capture the particles transported by a gas. However, when a high collection efficiency at a small particle size is required, the most widely used method consists of separating the dust from the air by means of a fabric filter, according to Croom.^[1] Filtration by fibrous filters is one of the simplest and most effective ways to separate particulate matter from fluid.^[2]

Fabric filters, usually called bag filters, are particle collectors in which dust is removed from the gas stream by passing the dust-laden gas through a fabric. These devices are surface filters when they are woven fabrics, because a layer builds up on the surface of the filter medium, and the dust layer itself becomes the effective filter medium.^[3] However, in the nonwoven fabrics (or felts) part of the filtered dust penetrates the filter; therefore these are considered to be depth filters.

In the particular case of shaker-cleaned filters, the bags consist of woven fabrics resistant to the flexion and the stretching caused by the cleaning mechanism. These fabrics can be constructed from natural fibres (cotton or wool) or synthetic fibres, but not with mineral or glass fibres, which are too fragile for this cleaning system.^[4] Woven fabrics are also used in reverse-flow filters, while nonwoven fabrics are more often used in reverse-pulse filters.

Other factors to be taken into account in the filter performance are: the differential pressure of filtering (pressure drop), which has to be low; the maximal possible efficiency of the filter; its useful life; the minimal cost of the fabric as well as of the filtration operation etc. Given the complexity of the study to be accomplished when considering all that is involved, this work has focused only on the study of some of the principal factors, but which are sufficient to allow a comparison between various woven and nonwoven fabrics used in filtration.

By consulting the existing literature in the field on filtering, we cannot easily obtain a clear idea about the relationship between the structure of the fabric and the filter performance. In many cases, there is only a reference to the maximum temperature allowed, and to the chemical compatibility with the gas and the particles. Because of this, it seems interesting to obtain information on what type of fabric is the most adequate for a given filtering process.

In order to compare fabrics, some of the most important factors of quality defined in the literature have been checked,

enlarging the information provided with other filtration indexes, some of which had not yet been defined.

The experimental work has been carried out with an aerosol formed by solid particles, largely submicron, of iron oxide, using as filtering elements both woven and nonwoven fabrics usually used in the manufacture of bag filters, with the aim of comparing these different structures and textile materials by means of the filtration indexes.

EXPERIMENTAL SET-UP AND WORKING PROCEDURE

The experimental set-up employed is shown in Figure 1. Here we can observe how the air originating in the air compressor (1) separates into two parts, and is made to pass through dehumidifiers of silica gel (2) in order to obtain dry air. Each air stream passes through each rotameter (3 and 3'). The air

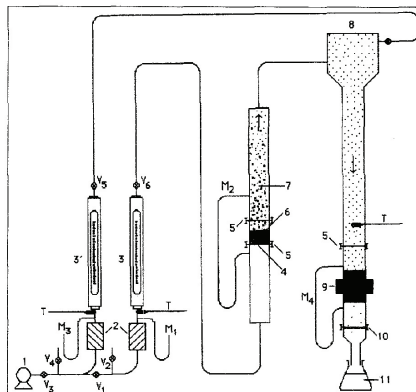


Figure 1. Experimental set-up for filter media evaluation: (1) air compressor, (2) silica gel dehumidifiers, (3 and 3') rotameters, (4) distributor, (5) cramps, (6) bed of iron oxide and sand, (7) elutriated particles of iron oxide, (8) mixing chamber, (9) filter holder, (10) absolute filter, (11) water recipient. T = thermometers, M₁ = manometers, V_i = valves.

stream passing through rotameter (3) is used for elutriating the particles of iron oxide contained in a bed composed of sand and iron oxide (6), and for carrying them into the mixture chamber (8), where they join the other air stream coming from rotameter (3'), with the purpose of better regulating the velocity of the iron oxide particles when arriving at the filtering fabric, which is located in a test unit (filter holder, 9) made of stainless steel according to our own design. The particles which are not held by the filtering fabric are collected on an absolute filter made of glass fibre (10), to subsequently determine the collection efficiency of the tested fabrics.

Different filters were tested in the filter holder (9). In the first phase these were woven fabrics, all made from polyester/wool yarns, in which the yarn number varied while the weave remained constant. Logically, when varying the yarn number, the diameter of the yarn varies as well, and so do the warp and weft densities, the weight per unit area of the fabric and its thickness. The woven fabrics used in the filters will be designated henceforth with the following technical names: Synge, '260', Serge P and Paris.

Although woven fabric filters are widely used, needled felt media are replacing woven fabrics to a large extent. Felt helps to reduce system pressure drop and energy costs, and improves collection efficiency and bag life.^[1] This is why, in the second phase, we tested a commercial nonwoven fabric with good filtration performance and whose chemical constitution is an aromatic aramid, and a nonwoven fabric (needfelt) made in polyester by ourselves, which was called JS-101.

During the filtration experiments the atmospheric pressure ranged between 700 and 703 mmHg (93.3 to 93.7 kPa), the temperature between 20°C and 23°C, and the aerosol velocity between 0.650 and 0.673 m/s.

The mass collection efficiency was determined through

$$E(\%) = \left[\frac{M_t}{M_t + M_f} \right] 100 \quad (1)$$

The mass of iron oxide collected in the fabric filter (M_t) was obtained from differences in mass in a precision balance, while the quantity of iron oxide that went through the different tested filters and collected in the absolute filter (M_f) — because it was so small — was determined using a UV-

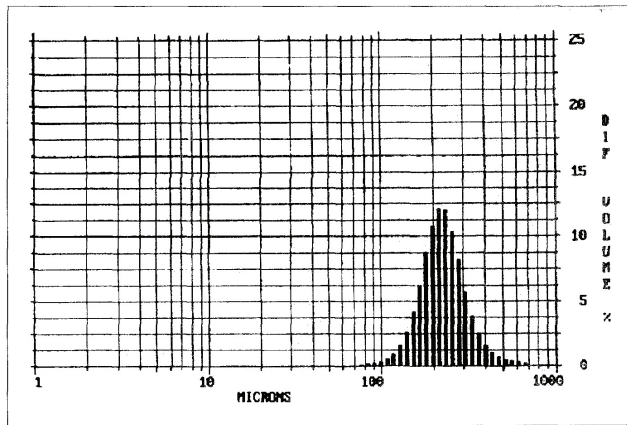


Figure 2. Size distribution of the sand used in the fluidised bed.

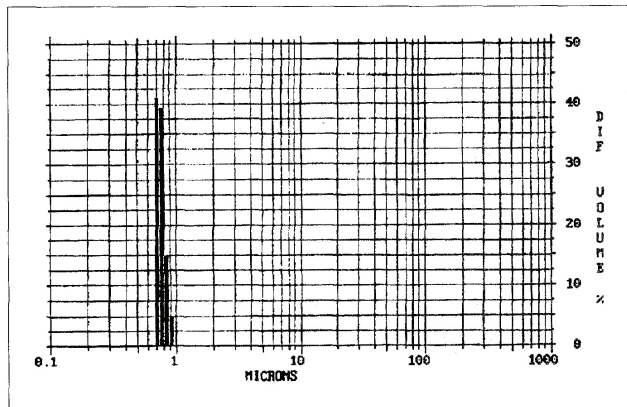


Figure 3. Size distribution of the iron oxide particles used in the fluidised bed.

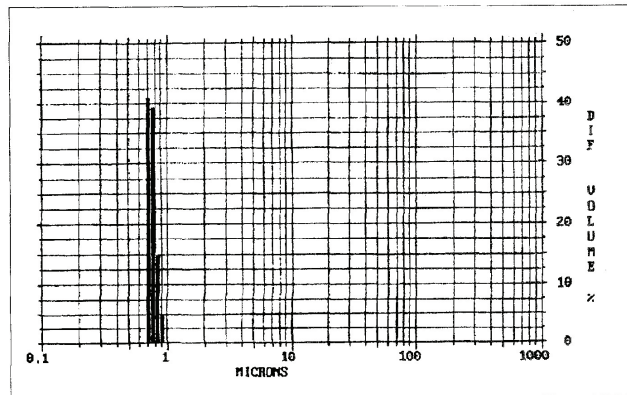


Figure 4. Distribution by sizes of the particles collected in the filter.

TABLE 1. STRUCTURAL CHARACTERISTICS AND RESULTS OBTAINED WITH THE DIFFERENT FILTERING WOVEN FABRICS.

Woven fabric	Yarn number, tex Warp Weft	Warp density, ends/cm	Weft density, picks/cm	Mass per unit area, g/m ²	Pressure drop, kPa	Fluid superficial velocity, m/s	Iron oxide collected, g
Synгле	41.6/2 41.6/2	18	17	297	0.80	0.664	0.0912
'260'	38.4/2 38.4/2	19—20	17—18	290	0.93	0.660	0.0621
Serge P	25.0/2 25.0/2	21	20	245	1.47	0.655	0.0607
Paris	17.2/2 17.2/2	33	25	206	3.33	0.650	0.0690

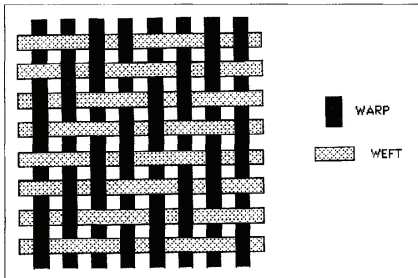


Figure 5. A step twill weave.

visible Hitachi U-2000 spectrophotometer. In order to do this, the collected iron oxide was previously treated with hydrochloric acid at 6M, then measuring the absorbance of the solution at a wavelength of 450 nm. The masses of iron oxide collected in the absolute filter were determined through a previously obtained calibration curve.^[4]

EXPERIMENTAL RESULTS, DISCUSSION AND FILTERS COMPARISON

Aerosol formation and characterisation

A fluidised bed formed by two different types of particles was used in order to obtain a uniform aerosol of iron oxide particles in the filtration test. Sand particles (whose size distribution is shown in Figure 2) were mixed and fluidised with iron oxide particles characterised by the particle size distribution in Figure 3. The distribution of particle size was obtained using a Microtrac SRA 150 particle analyser, using ultrasound in the preparation of the sample, following its instructions for use.^[5]

In Figure 2 a maximum is shown which corresponds to a sand particle size of 228.2 µm, with nearly all the particles between 140 and 400 µm, and none below 80 µm. In Figure 3 it can be observed that the size of the Iron oxide particles shows a maximum of 0.75 µm in diameter, therefore the majority are submicron, with none above 1.5 µm.

Figure 4 shows the distribution of particle size corresponding to the iron oxide collected in the fabric filters tested in this work, according to the procedure described above. As can be observed, only iron oxide reaches the filter, which leads us to

TABLE 2. VALUES FOR AROMATIC ARAMID AND JS-101 NONWOVEN FABRICS.

Nonwoven fabric	Mass per unit area, g/m ²	Pressure drop, kPa	Fluid superficial velocity, m/s	Iron oxide collected, g
Aromatic aramid	500	0.20	0.664	0.0774
JS-101	300	0.07	0.673	0.0751

conclude that there has been a good aerosolisation of this compound and that the sand, which improves the fluidisation, has not suffered elutriation. The latter was easily confirmed by means of observation through an optical microscope, because of the different colour of the iron oxide from that of the sand employed.

Filtration test with woven fabrics

All the fabrics tested are step twills (Figure 5), and a composition of 45% wool and 55% polyester. The polyester improves the wool resistance. Table 1 shows their structural characteristics, as well as the experimental filtration results. Here we can see the number or titre of the yarns (relationship between their weight and length, if the numbering system is direct) constituting each of the fabrics studied. All the yarns consist of two filaments twisted, and their titre appear expressed in tex (weight in grammes of 1000 m of yarn or filament) in the Table.

Table 1 also details warp and weft densities (longitudinal and transverse, respectively), the fabric weight per unit area, the differential pressure between upstream and downstream of the fabric, the superficial velocity at which the aerosol reaches the fabric, and the weight of the iron oxide collected in each of the fabrics tested. The results expressed in the final three columns have been obtained after operating the filtering system for 3 h nonstop.

With reference to the results obtained, we can see that the thinner the yarns are (reading down in Table 1), and therefore the higher the warp and weft densities become, the more the pressure drop increases; so that for Paris fabric the pressure drop is quite high, as it is the one comprising the thinner yarns. This result is consistent with Kozeny's forecast, as quoted by Grove et al.^[6] and also by Davies^[7] for fibrous media.

Kozeny obtained an expression in which, when reducing the average inner diameter d_f of the fibres used, the pressure drop ΔP of the porous textile increases. Both Kozeny and Davies referred to fibres, but here we are referring to yarns

TABLE 3. COLLECTION EFFICIENCY (MASS) OF THE TESTED FABRICS AFTER 3 h.

Fabric:	Paris (woven)	Serge P (woven)	'260' (woven)	Synгле (woven)	Aromatic aramid (nonwoven)	JS-101 (nonwoven)
Efficiency, %	94.1	92.2	91.0	91.9	94.0	98.0

that form a woven fabric, and whose results are consistent with the forecasts by Kozeny and Davies since, as has been proved, reducing the yarn number shortens its diameter and increases the pressure drop.

The consulted material^[9] for bag filters indicates that a fabric is used as a filtering element, the fluid velocity generally ranges between 0.3 and 3 m/min, and the pressure drop between 0.5 and 1.5 kPa, depending on the type of fabric, fabric support and cleaning methods employed. In our case these latter values are somewhat higher, since they oscillate between 0.5 and 3.3 kPa, which is justified by the greater superficial velocities employed to achieve the aerosolisation of the iron oxide.

Filtration test with nonwoven fabrics or felts

In order to gather more data which we can compare with the previous results, we proceeded now to test two nonwoven fabrics. The first was a compact 2 mm-thick nonwoven fabric which is commercially used to obtain high performance in filtration, and whose chemical constitution is an aromatic aramid. The second nonwoven fabric was a polyester made by us, which we called JS-101 (needed felt), and whose polyester fibres are of 3.3 dtex. Table 2 shows the results obtained from these materials. The data in the final three columns correspond to the performance after 3 h nonstop filtration.

Test of efficiency of filtering fabrics

The collection efficiency (in terms of mass) of all the tested fabrics, considered to be absolute filters, was also determined. The method employed to do this was the experimental procedure described above (Experimental set-up and working procedure). The results obtained after 3 h nonstop filtration were as shown in Table 3.

As can be observed, a short filtration time of 3 h was chosen to obtain all the data for this study. The purpose was to try to find out the influence of the fabric structural characteristics on their behaviour as filters, and, for this reason, it was necessary not to allow the complete cake to form, thus obtaining relatively low collection efficiencies. Thereafter it was observed that, when the filtration time was sufficient, the obtained collection efficiencies were higher than 99% for all the fabrics. With reference to this, Perry *et al.* said that 'the inherent collection efficiency of fabric filters is usually so high that, for practical purposes, the precise level has not commonly been subject of much concern'.^[3]

Quality parameters for a filter

When several filters are compared, the literature^[8-11] establishes some criteria that take into account the most important intervening variables in filtration. Thus, the two important filter variables, penetration P_n and pressure drop ΔP , are combined to obtain a measure of filter quality, q_f , defined by^[8, 9, 11]

$$q_f = \frac{-\ln(P_n)}{\Delta P} = \frac{\beta L}{\Delta P} \quad (2)$$

in which β is the fractional capture of particles per unit thickness of the filter, and L is the filter thickness. The penetration can also be calculated by knowing the filter collection efficiency E , since $P_n = 1 - E$;^[11] substituting this in the expression for q_f , we would have another means of calculating such a parameter.

Spurny *et al.*^[10] also reported a quality factor, Q , which indicates that the best filter is the one that provides the highest efficiency with the smallest pressure drop:

$$Q = \frac{E}{\Delta P} \quad (3)$$

In either case, the higher q_f or Q are, the better the filter performs. To compare the quality of two filters by means of the defined parameters, the measurements should be taken at the same superficial velocity and using an identical particle size.^[11]

Filtration indexes as quality parameters

In addition to the valuable information provided by the previous parameters, this can be made more thorough by either taking into account other variables which are more

easily measured, or a greater number of variables. It is for this reason that the indexes δ , I_F and F are proposed.

A variable that can be easily determined is the mass of the particles captured by the filter. Therefore, the index δ is defined — for the case of the aerosol formed of iron oxide particles, which was employed in our test — as

$$\delta = \left[\frac{\text{Mass of iron oxide collected}}{\text{Pressure drop across filter fabric}} \right]_{t=t_i} \quad (4)$$

with t_i the time value at a given instant of the filtration.

Figure 6 shows a graphical representation of the values of the parameter δ for the six tested fabrics, after testing for 1, 2 and 3 h. As can be observed, the index δ increases in the following order: Paris, Serge P, '260', Syngle, aromatic aramid and JS-101. This order is the same whatever the filtration time (1, 2 or 3 h).

According to this, when only referring to the four woven fabrics, Syngle would have a better filtering performance (greater value of the index δ). This would mean that, for the same collected mass of iron oxide, a smaller differential pressure would involve a higher index δ . However, if we consider all of the tested fabrics (woven and nonwoven), we observe that the most appropriate of all is JS-101, so long as we only take into account the index δ and not other factors. Therefore, this information must only be considered as supplementary to the total available.

Even though δ provides a quantitative scale to value a filtering fabric and to compare it with others in terms of the pressure drop resulting from the filtration operation, it would be convenient to define an index that includes more relevant variables in the filtration process.

This is the reason why in this work we propose what we will henceforth call the Filtration Index (I_F), which includes such parameters as the fluid superficial velocity and the filtration area per unit time. It is defined as

$$I_F = \frac{\left[\frac{\text{Collected mass}}{\text{Area} \cdot \text{Time}} \right] (\text{Fluid superficial velocity})}{\text{Pressure drop}} = \frac{\left[\frac{W}{SA \cdot t} \right] u}{\Delta P} \quad (5)$$

which has been deduced by us from the application of dimensional analysis (the Theorem of Buckingham).

The defined filtration index is more complete, since it includes factors which are very important to the phenomenon of separation of solid particles from gaseous currents. These factors are the collected mass W of the aerosolised substance (in this work, iron oxide) that has been collected per unit surface area S in the filtering fabric and per unit time t , the pressure drop through such a fabric ΔP , and the superficial velocity of the aerosol u . As can be easily proved, the resulting index is a dimensionless parameter.

In Figure 7 the values of index I_F for the woven and nonwoven fabrics tested are represented graphically, in 1 h time intervals.

According to this, the higher the numerical value of I_F , the more adequate is the fabric for this type of filtration, i.e. the most suitable of the woven fabrics is the Syngle, whereas of

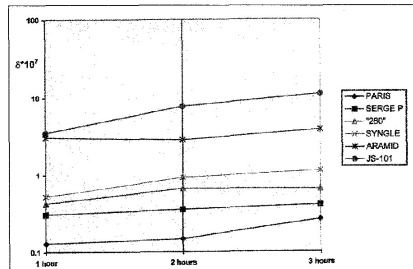


Figure 6. Variation of index δ for the six fabrics tested, with respect to filtration time.

information with three new indexes (δ , I_F and F), not previously found in the literature. As can be seen, the tendency of all these parameters and indexes is, generally speaking, the same. These indexes allow us to obtain quite reliable information, and supplementary to other data, with respect to the fabric filtering performance.

The results obtained indicate that, taking into account the filtration indexes, the filter with the best characteristics from among those tested is the JS-101 nonwoven polyester fabric.

ACKNOWLEDGMENTS

The authors would like to thank the Spanish Institution CICYT (project AMB94-1001), for its financial support for the accomplishment of part of this work, as well as the guidance received from the late Professor Dr Eladio Jaralz in the planning of this work.

NOMENCLATURE

- d_f = Average inner diameter of fibres used.
- ΔP = Differential pressure or pressure drop through fibrous media.
- E = Collection efficiency (mass) of fabric (dimensionless).
- F = Adjusted Filtration Index, which introduces filtering efficiency E and relative cost RC of fabric in expression for I_F (dimensionless).
- I_F = Filtration Index, relating weight of an aerosolised substance (in this work, iron oxide) collected in the filtering fabric per unit surface area of fabric and per unit time, pressure drop through the fabric, and aerosol superficial velocity (dimensionless).
- L = Thickness of filtering element.
- M_i = Mass of iron oxide held in the filtering fabric.
- M_f = Quantity of iron oxide collected in the absolute filter.
- P_n = Penetration = $1 - E$.
- q_f = Measure of filter quality, relating penetration and pressure drop through the filter.
- Q = Quality factor, relating collection efficiency and

- pressure drop through the filter.
- RC = Relative cost of any fabric in relation to another fabric that is taken arbitrarily as a unit cost (dimensionless).
- Tex = Direct numbering system of yarns or filaments, defined as the weight (in g) of 1000 m of yarn or filament. A commonly employed submultiple is $dtex$ (weight (in g) of 10,000 m of yarn or filament).
- u = Aerosol superficial velocity.
- W = Collected mass of iron oxide.
- β = Fractional capture of particles per unit thickness of the filter.
- δ = Filtration index defined as the relationship between mass of an aerosolised substance (in this work, iron oxide) that has been held by the fabric, and differential pressure through it (measured in kg/Pa).

REFERENCES

- 1 Croom, M.L.: 'Filter dust collectors: Design and application' (McGraw-Hill, New York, 1984), pp. 17 and 39.
- 2 Rao, N. and Faghri, M.: Computer modelling of aerosol filtration by fibrous filters, *Aerosol Science & Technol.*, 1988, 8, pp. 133-156.
- 3 Perry, R.H. et al.: 'Perry's chemical engineers' handbook' (McGraw-Hill, New York, 1984), pp. 20-97, -99, -101 and -102.
- 4 Rodriguez Sánchez, J.M.: Doctoral dissertation, University of Salamanca, Spain, February 1995, pp. VI-9 (not yet published).
- 5 Plantz, P.E.: 'Guide for entering Microtrac run information data', September 1993.
- 6 Grové, M. and Daveloose, F.: 'Structure and performance of filter media', *Filtration & Separation*, September/October 1982, 19(5), pp. 424-432.
- 7 Davies, C.N.: 'Air filtration' (Academic Press, New York, 1973), p. 36.
- 8 Hinds, W.C.: 'Aerosol technology: Properties, behavior and measurement of airborne particles' (John Wiley & Sons, New York, 1982).
- 9 Pich, J.: 'Gas filtration theory', in: Matteson, M.J. and Orr, C. (Eds.): 'Filtration principles and practices' (Marcel Dekker Inc, New York, 1987), pp. 1-132.
- 10 Spurny, K.R., Schoerrmann, J. and Opiela, H.: 'Aerosols and protective clothing', *Am. Ind. Hygiene Assoc. J.*, 1990, 51, pp. 36-43.
- 11 Maini, S.M., Hersh, S.P. and Tucker, P.A.: 'Barrier fabrics for protection against aerosol: A review', *Textile Progress*, 1994, 26(1).
- 12 Parkinson, G.: 'A hot and dirty future for baghouses', *Chem. Eng.*, April 1989, pp. 30-735.
- 13 Ford, J.: 'Nonwovens', *Textiles Mag.*, 1, 1995, pp. 18-20.

Separations Technology Associates

p^c-SELECT v1.01, by E. S. Tarleton and R. J. Wakeman.

p^c-SELECT is a new concept in solid/liquid separation equipment selection. The interactive computer software package allows even the novice involved in separation technology to make a preliminary choice of large scale separation equipment from simple laboratory tests and a knowledge of the required duty. The software incorporates an expert system into its hierarchical calculation procedures to give the most practicable solution for the data available to the engineer. p^c-SELECT is supplied as fully documented computer software which may be used on almost any IBM® or true IBM® compatible personal computer running PC-DOS® or MS-DOS® (no detailed knowledge of computers is required). The operator is guided through the analysis of experimental data via a system of easy to follow menus to give the information required to produce a list of equipment (from an initial choice of over 50 groupings of solid/liquid separation equipment) potentially capable of performing the required duty. The equipment list can be ranked according to a variety of performance criteria defined by the engineer.

ORDER FORM

To: SEPARATIONS TECHNOLOGY ASSOCIATES, 19 Clyst Valley Road, Clyst St Mary, Exeter EX5 1DD, UK.

Please send me copies of "p^c-SELECT" at the order price of £175 each (\$325 in N. America and Canada) inclusive of p&p and insurance. Make payments to Separations Technology Associates and state whether you require 3.5 or 5.25in disk format.

Name Company

Address

Business Job Title

Signature Date Disk format (3.5 or 5.25")

5.5.2.1. Conclusiones

Se calcularon estos índices y se compararon para filtros de mangas con telas tejidas, 45% lana y 55% poliéster, y también se calcularon para telas no tejidas con la misma composición. En todas ellas se varió el número de hilos, cambiando así la porosidad del filtro.

En la actualidad se están determinando dichos índices para filtros de lecho estabilizado magnéticamente, con campo y sin campo magnético, y filtros con parrillas magnetizables, lo que dará lugar a una nueva publicación.

Referencias.

- [5.1] Zenz, F. A., *Hydrocarbon Processing*, 50, (1971), p. 103.
- [5.2] Coulson, J. M., Richardson, J. F., *Chemical Engineering*, Vol. 2, Pergamon Press, 1993, p. 241.
- [5.3] D. C. Meeker, *Finite Element Method Magnetics*, Version 4.2. (2 Mar 2007 Build), <http://www.femm.info>.
- [5.4] Dibbs, M. P., Marier, P., “Determining some environmental effects, sources and control methods for fine particulates”, *AICHE Symp.Ser.*, 71, 147 (1977), p. 61.
- [5.5] Jaraíz, E., Estévez, A., Cuéllar, J., Muñíz, J., Rodríguez, J. M., “Estimation of magnetic interparticle forces from net forces and bed expansion in a magnetic immobilized bed (MIB)”, *Proc. Fluidización y Sistemas Fluido/Partícula II*, Zaragoza, Mayo 1992, p. 419.

Capítulo 6

Conclusiones

6.1. Conclusiones

Los resultados más relevantes de este trabajo se han descrito a lo largo de esta Memoria y pueden ser resumidos en los siguientes puntos:

- Se ha construido un generador de aerosol de partículas de óxido de hierro con un lecho fluidizado, formado por partículas de arena, o por esferas de vidrio, y óxido de hierro.
- Se han estudiado y caracterizado los aerosoles generados, analizando la elutriación de las partículas de óxido de hierro. Así mismo, se han estudiado los procesos de atrición y aglomeración de las partículas en los obteniendo dos correlaciones que representan estos fenómenos que pueden ser utilizadas para el diseño de nuevos generadores de aerosoles.
- Se ha diseñado y construido una bobina electromagnética capaz de producir un campo magnético elevado, del orden de 0,5 Teslas, y homogéneo en un hueco cilíndrico de 0,07 m de diámetro y 0,10 m de altura.

En el diseño y construcción de la bobina ha sido de especial dificultad incorporar un sistema de refrigeración eficaz, capaz de mantener una temperatura constante para que el campo magnético sea invariable durante un gran intervalo de tiempo. Este objetivo se ha logrado ampliamente ya que la bobina construida mantiene constante durante días el campo magnético.

- En el análisis del campo magnético generado por la bobina se ha encontrado una correlación que permite calcular de forma sencilla el campo magnético en el centro de la bobina. Así mismo, se ha comprobado que los valores de H en el centro son similares dentro de una zona interior de unos 10 cm de altura.

Se ha verificado, con datos experimentales, que los valores de H en cualquier punto de la bobina corresponden con los obtenidos por simulación (con el software FEMM 4.2) y, por tanto, el modelo utilizado en la simulación puede ser utilizado para predecir H dependiendo de la potencia alimentada.

- Se ha construido un filtro magnético de parrillas magnetizables para la captura de partículas en corrientes gaseosas y se han realizado diferentes experimentos de filtración.

En las pruebas de filtración se han determinado las eficacias de filtración, estudiado tres variables fundamentales: el número de parrillas, el tamaño de las partículas que componen el aerosol y la intensidad del campo magnético aplicado.

Se ha comprobado que la caída de presión en el filtro es muy pequeña y que la eficacia filtrante aumenta con el tamaño de las partículas, la fuerza magnética y el número de parrillas, lográndose eficacias cercanas al 100% para partículas de tamaño superior a 20 μm .

- Se ha desarrollado un modelo matemático del proceso de filtración, teniendo en cuenta las diversas fuerzas y mecanismos que actúan sobre las partículas de óxido de hierro, obteniendo una expresión teórica de la eficacia de filtración que predice los valores experimentales y que puede ser empleada para el diseño de nuevos filtros magnéticos.

6.2. Trabajo futuro

A la vista de los resultados obtenidos en este trabajo considero apropiado continuar los estudios en las siguientes líneas investigación:

- Analizar nuevas variables como la separación entre los alambres de las parrillas y la velocidad del aerosol para optimizar las eficacias de filtración.
- Uno de los grandes retos será conseguir reducir el consumo de energía eléctrica de la bobina electromagnética. Para tal fin, se pretende remplazar los alambres de las parrillas por materiales que puedan ser magnetizados permanentemente; por ejemplo con ferritas duras o aleaciones de NdFeB, y acoplar un magnetizador-desmagnetizador a la bobina, para poder magnetizar o desmagnetizar las parrillas con pulsos eléctricos de corta duración (entre 0,01 y 0,1 segundos).
- Utilizar el filtro como separador, para estudiar su comportamiento con otros tipos de partículas, paramagnéticas o ferromagnéticas, de interés industrial; por ejemplo, para la recuperación de catalizadores o magnetita.
- Estudiar el comportamiento de este tipo de dispositivos como purificador o recuperador de nanopartículas con propiedades magnéticas. Este tipo de aplicación puede tener gran importancia dado el gran interés que hoy en día existe sobre estas partículas en un amplio rango de aplicaciones.
- La instalación ha sido diseñada para ser utilizada en diferentes investigaciones, pudiendo reemplazar las parrillas por esferas, fibras, etc, (siempre que parte de su composición sea un material ferromagnético), y pudiendo utilizar diferentes fluidos líquidos y gaseosos.