**UNIVERSIDAD DE LAS PALMAS DE GRAN CANARIA**

**TESIS DOCTORAL**

# FILTRACIÓN POR ULTRACONGELACIÓN ATOMIZADA

**JESÚS UMBRÍA RAMOS**

Las Palmas de Gran Canaria, 2002

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

15/2002-03

UNIVERSIDAD DE LAS PALMAS DE GRAN CANARIA
UNIDAD DE TERCER CICLO Y POSTGRADO

Reunido el día de la fecha, el Tribunal nombrado por el Excmo. Sr. Rector Magfco. de esta Universidad, el/a aspirante expuso esta TESIS DOCTORAL.

Terminada la lectura y contestadas por el/a Doctorando/a las objeciones formuladas por los señores miembros del Tribunal, éste calificó dicho trabajo con la nota de SOBRESALIENTE CUM LAUDE POR UNANIMIDAD

Las Palmas de Gran Canaria, a 4 de diciembre de 2002

El/a Presidente/a: Dr/a.D/a. Antonio Lecuona Neumann.

El/a Secretario/a: Dr/a. D/a. Luis Gonzalo Conde Cid,

El/a Vocal: Dr/a.D/a. Pedro A. Rodríguez Aumente,

El/a Vocal: Dr.D. José Miguel Monzón Verona,

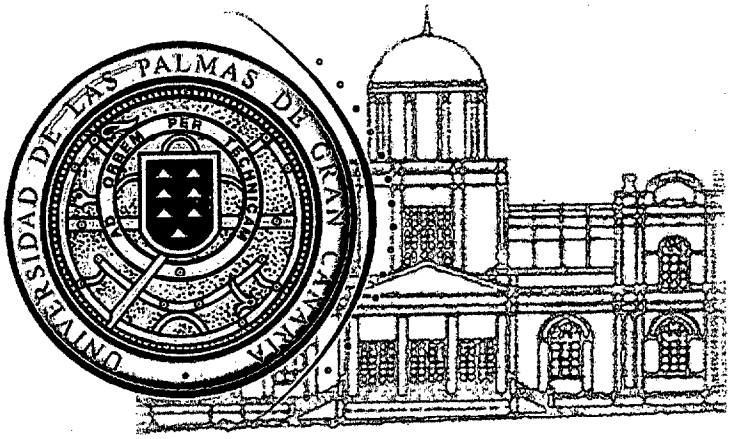
El/a Vocal: Dra.Dña. Alejandra Sanjuán Hernán -Pérez, RENUNCIA. SOSTITUIDA POR DR. JESUS Mª RODRIGUEZ

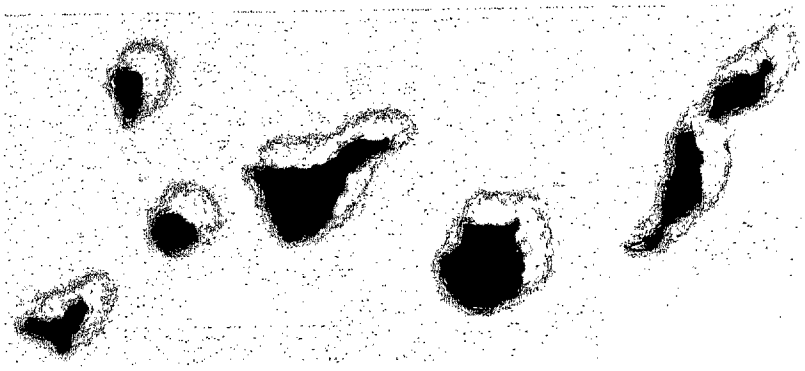
El Doctorando: D. Jesús Joaquín Umbría Ramos,

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

BIBLIOTECA UNIVERSITARIA
LAS PALMAS DE G. CANARIA
N.º Documento 258954
N.º Copia 685187

BIBLIOTECA GENERAL



# Titulo: "Filtración por Ultracongelación Atomizada"

**Autor: Jesús Umbría Ramos**

**Director: Dr. D. Agustín Macias Machín**

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

*Agradecimientos:*

*Quiero ofrecer mi agradecimiento a algunas personas e instituciones , sin las cuales la realización de esta tesis seria no solo difícil sino imposible.*

*En primer lugar agradecer al Dr. D. Agustín Macías Machín , director de esta tesis, la confianza depositada, su ayuda, guia y la critica revisión de esta trabajo.*

*A D. Eusebio Moro Franco, Gerente de Talleres Movigi, SL y Spain Air Filter, por la ayuda desinteresada prestada y por el apoyo material y económico a esta tesis.*

*A los Organismos y Empresas siguientes: "Comisión Internacional de la Ciencia y la Tecnología" CICYT Proyecto FEDER nº 1FD97-1256, Carburos Metálicos y Compañía Española de Petróleos (CEPSA).*

*A D. Domingo Santana, a D. José Pérez y a D. Miguel Socorro, compañeros del equipo de investigación EMA., por su apoyo y aliento y por mantener, en todo momento, un buen ambiente de trabajo en el laboratorio.*

*Al Dr. D. J.J. Santana Rodríguez, por su desinteresada ayuda en el manejo del Cromatógrafo de gases.*

*A D. José Ramal y D. Héctor Vidal , compañeros y amigos , por su inestimable ayuda en la construcción de los equipos experimentales.*

*A D. Gregorio Rivero, compañero y amigo, por su confianza, aliento y ayuda en la construcción y montaje de los equipos electrónicos de medidas.*

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

*A Alejandro Espino, Ingeniero, ex alumno, hijo de compañero y fiel colaborador en las tareas de laboratorio.*

*Finalmente, agradecer a todos aquellos que durante estos años han hecho posible, de alguna forma, la realización de esta tesis.*

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

A aquellos que convivieron en mi vida.....

aquellos que ya ausentes, aun siguen formando parte de mis recuerdos.....

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# INDICE

## INDICE GENERAL

**Índice de Figuras**

**Índice de Tablas**

**Notación**

**Resumen general**

**Capitulo 1 Introducción**

1.1 Introducción general I-1
1.2 Filtros multipropósitos I-2
1.2.1. De manga cerámico I-2
1.2.2. Granular electroestático I-4
1.2.3. Estabilizado magnético I-5
1.2.4. Intercambiador de calor I-7
1.2.5. Filtro FUA (1ª Generación) I-8
1.2.6. Filtro FUA (2ª Generación) I-10
1.3 Objetivo de la tesis I-11
1.4 Estructura de la tesis I-12
Bibliografía I-14

**Capitulo 2 Filtración de gases**

2.1 Características generales II-1
2.1.1 Colectores húmedos II-1
2.2 Depuradores Venturi II-3
2.2.1 Aspectos básicos II-3
2.2.2. Geometría del Venturi II-4
2.2.4. Tamaño de Gota II-7
2.2.5. Grado de Eficiencia II-8
2.2.6. Perdida de carga II-9
2.2.7. Eficiencia Global II-10
Bibliografía II-12

**Capitulo 3 Condensación**

3.1 Introducción III-1
3.1.1. Parámetros de diseño III-2

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

3.1.2. Uso de Diagramas III-3
3.2 Intercambiadores de calor criogénicos III-5
3.3 Diseños del intercambiador III-8

3.3.1. Cálculo de $h_t$. en Tubos III-8
3.3.2. Cálculo de $h_s$ en carcasa III-10
3.3.3. Cálculo del área de intercambio III-11
3.4 Análisis de la transferencia de calor III-12
3.4.1. Consumo de Nitrógeno liquido III-13
3.5 Parámetros característicos III-14
3.5.1. Fracción condensada III-15
3.5.2. Número de Jacob III-15
3.5.3. Efectividad térmica III-17
Bibliografía III-19

**Capitulo 4 Generación de particulas**

4.1 Introducción IV-1
4.2 Generación de partículas IV-7
4.3 Modelos de Elutrición y Atricción IV-8
4.4 Flujo de masa IV-11
4.5 Densidad IV-12
4.6 Muestrador isocinetico. Operación IV-14
4.7 Comprobación Isocinetismo IV-15
Bibliografía IV-18

**Capitulo 5 Generación de VOC´s**

5.1 Introducción V-1
5.2 Generador de VOC´s V-1
5.3 Transferencia de materia V-3
5.3.1. Ecuación general de difusión V-4
5.3.2. Caso especial V-4
5.4 Coeficiente de transferencia de materia V-7
5.4.1. Cálculo de transferencia de masa V-9
5.4.2. Eficiencia del generador V-10
5.4.3. Concentraciones G/L V-11
5.5 Concentraciones de gas y liquido V-10
Bibliografía V-13

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

**Capitulo 6** **Parte experimental**


6.1 Introducción VI-1
6.2 Instalaciones utilizadas VI-2
6.2.1 Generación de particulas VI-4
6.2.2 Generación de VOC´s VI-8
6.2.3 Filtración VI-10
6.2.4 Instalación Nitrógeno VI-14
6.2.5 Intercambiador helicoidal VI-17
6.2.6 Instalaciones de agua VI-20
6.2.7 Adquisición de datos VI-24
6.2.8 Equipos de medidas VI-25
6.2.9 Toma de muestras VI-30
6.3 Procedimiento de operación VI-35
6.4 Resumen VI-37


**Capitulo 7** **Resultados y discusión**


7.1 Introducción VII-1
7.2 Generación de aerosoles VII-2
7.2.1. Usando un lecho fluidizado VII-2
7.3 Filtración de gases contaminantes VII-8
7.3.1. Efecto de la relación L/G VII-12
7.3.2. Perdida de carga VII-18
7.4 Generación de VOC´s VII-22
7.4.1. Introducción VII-22
7.4.2. Generación de VOC´s VII-24
7.5 Condensación de VOC's VII-33
7.5.1. Análisis térmico VII-43
7.5.2. Recuperación de VOC´s VII-45
Bibliografía VII-51


**Capitulo 8** **Conclusiones**


8.1 Conclusiones VIII-1
8.2 Futuras investigaciones VIII-3


**Publicaciones del doctorando**

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## INDICE DE FIGURAS


| *Nº* | *Nombre* | *Página* |
|---|---|---|
| | CAPITULO I | |
| 1-1 | Filtro de Manga Cerámico | I-3 |
| 1-2 | Filtro Granular Electrostático | I-4 |
| 1-3 | Filtro Estabilizado Magnéticamente | I-6 |
| 1-4 | Filtro Intercambiador de Calor | I-7 |
| 1-5 | Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA) | I-9 |
| 1-6 | Circuito general del FUA (Nueva generación) | I-10 |
| 1-7 | Esquema de Flujos del nuevo FUA | I-11 |
| 1-8 | Sistema frigorífico en cascada del FICO | I-11 |
| 1-9 | Sistema frigorífico en doble salto del FICO | I-11 |
| | CAPITULO II | |
| 2-1 | Procedimiento del diseño de un Venturi | II-4 |
| 2-2 | Geometría del Venturi | II-5 |
| | CAPITULO III | |
| 3-1 | Esquema de Intercambiador Helicoidal | III-1 |
| 3-2 | Gráfica para diseñar Intercambiadores Helicoidales | III-4 |
| 3-3 | Algunos intercambiadores de Calor criogénicos | III-5 |
| 3-4 | Intercambiador de Calor placa-aleta soldado | III-6 |
| 3-5 | Principio del intercambiador de placa perforado | III-7 |
| | CAPITULO IV | |
| 4-1 | Generador de partículas alimentado mecánicamente | IV-2 |
| 4-2 | Generador de partículas alimentado neumaticamente | IV-3 |
| 4-3 | Generador de partículas con cámara de mezcla | IV-4 |
| 4-4 | Generador de partículas alimentado constante y régimen variable | IV-4 |
| 4-5 | Sonda de toma de muestra | IV-12 |
| 4-6 | Comprobación de la verificación de muestras | IV-17 |
| 4-7 | Sistema de muestreo | IV-17 |


© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## CAPITULO V


| | | |
|---|---|---|
| 5-1 | Generador de VOC´s para Etanol | V-2 |
| 5-2 | Esquema de Transferencias de Materia | V-5 |


## CAPITULO VI


| | | |
|---|---|---|
| 6-1 | Esquema general de las instalaciones | VI-2 |
| 6-2 | Vista general de las instalaciones realizadas | VI-3 |
| 6-3 | Instalación generación de partículas | VI-4 |
| 6-4 | Instalación realizada del Lecho Fluidizado | VI-5 |
| 6-5 | Instalación realizada de la Turbosoplante de aire | VI-7 |
| 6-6 | Instalación del Generador de VOC´s | VI-8 |
| 6-7 | Instalación realizada del Generador de VOC´s | VI-9 |
| 6-8 | Esquema del Primer cuerpo del FUA | VI-10 |
| 6- 9 | Instalación realizada del 1° Cuerpo del FUA | VI-11 |
| 6-10 | Detalle del 1° Cuerpo del FUA, antes de su aislamiento | VI-12 |
| 6-11 | Instalación realizada del Venturi | VI-13 |
| 6-12 | Esquema de la instalación de suministro de $N_2$ licuado | VI-15 |
| 6-13 | Instalación realizada de suministro de $N_2$ licuado | VI-16 |
| 6-14 | Esquema del Intercambiador de calor Helicoidal | VI-17 |
| 6-15 | Instalación realizada del 2° Cuerpo del FUA | VI-18 |
| 6-16 | Detalle del 2° Cuerpo antes de su aislamiento. | VI-19 |
| 6-17 | Circuito de agua | VI-20 |
| 6-18 | Esquema de situación de componentes del enfriador de agua. | VI-21 |
| 6-19 | Esquema eléctrico del sistema del enfriador de agua. | VI-21 |
| 6-20 | Montaje de la Instalación de Suministro de Agua. | VI-22 |
| 6-21 | Adquisición de datos principales | VI-24 |
| 6-22 | Instalación realizada para la adquisición de datos | VI-25 |
| 6-23 | Instalación de análisis de tamaños de partículas | VI-26 |
| 6-24 | Analizador de partículas "Microtrack" | VI-27 |
| 6-25 | Recirculador en vía húmeda | VI-27 |
| 6-26 | Cromatógrafo de gases | VI-28 |
| 6-27 | Instalación montada para el análisis de VOC´s | VI-28 |
| 6-28 | Detalle del recipiente "Canister" | VI-29 |
| 6-29 | Sistema de alimentación de gases al Cromatógrafo | VI-29 |
| 6-30 | Sistema de toma de muestras de partículas | VI-31 |
| 6-31 | Instalación de toma de muestras de partículas | VI-32 |
| 6-32 | Instalación realizada para el secado y pesado de filtros | VI-33 |
| 6-33 | Tipo de portafiltros usados en los ensayos. | VI-34 |
| 6-34 | Sala climatizada de análisis de productos y filtros. | VI-34 |


© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

CAPITULO VII


| | | |
|---|---|---|
| 7-1 | Montaje para la determinación $\Delta P - u_0$ en el lecho fluidizado. | VII-3 |
| 7-2 | Velocidad mínima de Fluidización | VII-4 |
| 7-3 | Esquema del Lecho Fluidizado utilizado | VII-5 |
| 7-4 | Variación de la masa de partículas elutriadas | VII-6 |
| 7-5 | Variación de la concentración de partículas con el tiempo. | VII-8 |
| 7-6 | Tomas isocineticas de muestra | VII-9 |
| 7-7 | Eficiencia de filtración del FUA para la relación L/G = 0,8 | VII-10 |
| 7-8 | Eficiencia de Filtración del FUA a la temperatura de 0° C | VII-11 |
| 7-9 | Variación de la Penetración de las Partículas | VII-13 |
| 7-10 | Eficiencia de Filtración del FUA según la relación L/G. | VII-13 |
| 7-11 | Eficiencia de filtración del FUA según la relación L/G | VII-14 |
| 7-12 | Eficiencias a distintas temperaturas con L/G = 1 | VII-15 |
| 7-13 | Eficiencias a distintas temperaturas con L/G = 0,6 | VII-16 |
| 7-14 | Eficiencias a distintas temperaturas con L/G = 0,8 | VII-16 |
| 7-15 | Eficiencias a distintas temperaturas con L/G = 1 | VII-17 |
| 7-16 | Eficiencia Global de Filtración del Venturi | VII-17 |
| 7-17 | Perdida de carga en el Venturi | VII-19 |
| 7-18 | Perdida de carga con inyección de $N_2$ en el FUA | VII-20 |
| 7-19 | Potencia frigorífica correspondiente a 1 Litro de Nitrógeno | VII-20 |
| 7-20 | Perdida de carga: Influencia de la Inyección de Nitrógeno | VII-21 |
| 7-21 | Concentración de Xileno generada en el Generador de VOC´s | VII-25 |
| 7-22 | Concentración de Xileno/ Tiempo | VII-26 |
| 7-23 | Variación de la concentración liquida de Acetona | VII-27 |
| 7-24 | Variación de la Concentración de Acetona en la corriente de gas | VII-28 |
| 7-25 | Disminución de la concentración de Metanol | VII-29 |
| 7-26 | Concentración de metanol en la corriente de gas | VII-29 |
| 7-27 | Eficiencia de generación de Hexano | VII-32 |
| 7-28 | Eficiencia de generación de Hexano | VII-32 |
| 7-29 | Eficiencia en la generación de Hexano | VII-33 |
| 7-30 | Variación de la temperatura del fluido | VII-35 |
| 7-31 | Variación de temperatura en la Pared del 1° Cuerpo | VII-37 |
| 7-32 | Variación de las temperaturas en ambos fluidos | VII-37 |
| 7-33 | Distribución de temperaturas medias de los fluidos | VII-39 |
| 7-34 | Distribución de Temperaturas Medias de los fluidos | VII-40 |
| 7-35 | Distribución de temperaturas en el condensador | VII-41 |
| 7-36 | Variación de peso de Nitrógeno liquido | VII-42 |
| 7-37 | Coeficiente de Transferencia de Calor | VII-43 |
| 7-38 | Eficiencia Térmica del Condensador | VII-44 |
| 7-39 | Patrones de Calibrado | VII-47 |
| 7-40 | Cromatograma de Acetona | VII-48 |
| 7-41 | Cromatograma de Metanol | VII-48 |


© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

7-42 Cromatograma de Tolueno VII-49
7-43 Cromatograma de Xileno VII-49
7-44 Eficiencias de recuperación de VOC´s VII-50
7-45 Relación de Concentraciones de los VOC´s VII-50

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# INDICE DE TABLAS

## CAPITULO VII

*Página*


| | | |
|---|---|---|
| Tabla 7-1 | Propiedades físicas de los VOC´s utilizados | 22 |
| Tabla 7-2 | Presiones de vapor | 23 |
| Tabla 7-3 | Concentraciones generadas de Xileno | 24 |
| Tabla 7-4 | Concentraciones generadas de Acetona | 27 |
| Tabla 7-5 | Concentraciones generadas de Metanol | 30 |
| Tabla 7-6 | Concentraciones generadas de Hexano | 31 |


© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# NOMENCLATURA

$A_b$ = Sección del Lecho Fluidizado
$A_T$ = Area de la garganta
$A_t$ = Área de la sección trasversal
$C$ = Concentración de partículas a la salida
$C_c$ = Factor de corrección de Cunningham
$C_e$ = Concentración de liquido en columna
$C_g$ = Concentración gas generada
$C_{gE}$ = Concentración gas a la entrada
$C_{gS}$ = Concentración gas a la salida
$C_l$ = Concentración liquida
$C_o$ = Concentración de partículas a la entrada
$C\rho$ = Capacidad térmica
$d$ = Diámetro de la partícula
$D$ = Tamaño o Diámetro de la gota
$D_{AB}$ = Difusividad molecular
$D_C$ = Diámetro medio de la gota del inyector
$d_M$ = Diámetro de partículas
$E$ = Eficiencia Global de Filtración
$E_R$ = Eficiencia de recuperación de VOC´s
$g$ = Aceleración de la gravedad
ID = Interceptación directa
II = Impactación inicial
$J^*_A$ = Flujo especifico de difusión (Ley de Fick)
$Ke^*$ = Constante de elutriación
$K_L$ = Coeficiente de transferencia de materia
$L$ = Relación liquido gas
$L/G$ = Relación Liquido-Gas
$M$ = Peso molecular
$M_\ell$ = Flujo masivo de liquido
$m_g$ = Masa de gas
$M_g$ = Proporción flujo masivo de gas
$m_l$ = Masa de liquido
$m_p$ = Masa de partículas
$m_T$ = Masa total
$P$ = Penetración
$P$ = Presión absoluta
$P_V$ = Presión de vapor de saturación de volátil
$Q_{GEN}$ = Caudal generado
$Q_{sop}$ = Caudal de aire suministrado por la soplante
$q_Z/A$ = Flujo de calor especifico

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

$R_a$ = Velocidad global de atrición.
$R_e$ = Número de Reynold
$Re_D$ = Nº de Reynold de la gota
S = Sección del conducto
T = Temperatura
$t_1$ = Temperatura entrada fluido de intercambio (tubos)
$T_1$ = Temperatura fluido contaminante, entrada (carcasa)
$t_2$ = Temperatura salida fluido de intercambio (tubos)
$T_2$ = Temperatura fluido contaminante, salida (carcasa)
u = Velocidad relativa entre el gas y la gota
$V_g$ = Cantidad de aire en circulación
$V_g$ = Velocidad del gas
$V_m$ = Velocidad media
$V_p$ = Volumen de partículas
$V_t$ = Velocidad del gas en la garganta
$V_T$ = Velocidad del gas en la garganta
W = Masa de partículas acumuladas que salen del lecho
$W_b$ = Masa del lecho
$W_e$ = Masa de partículas finas elutriables que permanecen en el lecho
$W_e$ = Número de Weber
$We_m$ = Número modificado de Weber
$W_{eo}$ = Masa de partículas finas elutriables
Z = Distancia de difusión
$\alpha$ = Difusividad térmica
$\Delta P$ = Perdida de carga
$\Delta P^*$ = Indice de fluidización
$\eta_{GLOBAL}$ = Eficiencia Global de Colección
$\theta$ = Tiempo de residencia hidráulico
$\lambda$ = Longitud de Taylor
$\mu$ = Viscosidad del gas
$\rho$ = Densidad
$\rho_g$ = Densidad del gas
$\rho_l$ = Densidad del liquido
$\rho_p$ = Densidad de la partícula
$\rho sat$ = Presión de saturación
$\tau$ = Tiempo normalizado

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

**RESUMEN**

En este trabajo se ha diseñado, construido y desarrollado un nuevo Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA) que permite filtrar partículas contaminantes emitidas por diferentes procesos industriales (Centrales Térmicas, Industrias Químicas, Industria Cerámica ..... etc.) y además permite recuperar Compuestos Orgánicos Volátiles (VOC´S).

El dispositivo anterior lleva acoplado un sistema de generación de partículas y un sistema de generación de VOC´S.

- Un lecho fluidizado para generación de partículas.
- Un generador de VOC´S con objeto de producir una determinada concentración de VOC´S que será introducida en el proceso.

Se ha puesto a punto el sistema de generación de aerosoles, formado por el lecho fluidizado. Asimismo se ha estudiado el potencial de generación de partículas. Se le ha diseñado y construido un novedoso sistema de alimentación de partículas ideado para este proyecto. (Patente pendiente).

Se ha investigado la influencia de diferentes variables que afectan al comportamiento dinámico del dispositivo, entre las que destaca el efecto de la velocidad del gas, la influencia del tamaño de partícula y el efecto de la temperatura del fluido.

Se ha obtenido la Eficiencia Global de Filtración para distintas condiciones de operación la mayor eficiencia global de filtración cuando la temperatura del agua de suministro ha sido la menor posible. (0° C) en estado liquido.

También se estudió la influencia de la relación L/G, (Caudal de liquido / Caudal de gas) con objeto de optimizar el funcionamiento del FUA.

Así como, la transferencia de calor en el Proceso de Condensación, usando nitrógeno liquido como refrigerante. Esto nos permitió recuperar variados Compuestos Orgánicos Volátiles, obteniéndose en todos los casos Eficiencias de Recuperación mayores al 90%

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# CAPÍTULO I

# INTRODUCCIÓN

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# 1 INTRODUCCIÓN

En las industrias de procesos, centrales térmicas, incineradoras y plantas químicas existe la necesidad dc limpiar los gases contaminantes que se producen debido sobre todo a la actual legislación medioambiental vigente en los países de la Comunidad Europea. Entre los compuestos contaminantes mas importantes tenemos los sólidos particulados, gases, ácidos, metales pesados, compuestos orgánicos, dioxinas y furanos. Debido a esto, existe la necesidad de filtrar gases contaminantes, por lo que, a partir de la década de los '80, estas tecnologías han sufrido un gran desarrollo con objeto dc reducir las emisiones contaminantes a la atmósfera.

Introducir cambios en los procesos industriales es la primera opción para reducir las emisiones de gases contaminantes. Estos cambios incluyen variar la materia prima, las condiciones de operación y los procedimientos de fabricación [1]. En muchos casos, estos cambios en los procesos no cumplen adecuadamente con la legislación medioambiental. Por lo que es necesaria la instalación dc equipos medioambientales con objeto dc cumplir la legislación vigente.

Entre estos equipos medioambientales tenemos los Filtros Multipropósito [2]; estos nuevos equipos permiten muchas veces no sólo filtrar los sólidos particulados, sino que también permiten la limpieza de otros gases contaminantes con objeto de que no sean enviados a la atmósfera. Estos nuevos desarrollos han recibido recientemente gran atención por la originalidad de sus diseños, ya que permiten una mayor integración del proceso industrial y son mas compactos.

Un filtro multipropósito puede definirse como el equipo industrial que no sólo realiza la operación convencional de filtración, sino que también realiza una o varias Operaciones Básicas de la Ingeniería Química. Normalmente utilizan catalizadores, sorbentes u otras fuerzas externas (campos magnéticos, electrostáticos, etc.) [3]

Entre los filtros multipropositos que han sido desarrollados en el ámbito industrial o de planta piloto tenemos:

· Filtro de Mangas Cerámico.

· Filtro Granular Electrostático.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

· Filtro Granular Estabilizado Magnéticamente.

· Filtro Intercambiador dc Calor.

· Filtro por Ultracongelación Atomizada.

. Filtro por Ultracongelación Atomizada (II)

A continuación veremos la descripción dc estos nuevos equipos de limpieza de gases contaminantes, detalles técnicos y descubrimientos recientes introducidos en estos equipos.

## 1-2 FILTROS MULTIPROPÓSITOS

Estos tipos de dispositivos han recibido gran atención durante la década dc los '90, aunque algunos autores los definen también como procesos combinados [4]. En este trabajo se representarán los últimos avances de estas tecnologías medioambientales, así como los dispositivos más relevantes en el ámbito técnico, entre los que destacan:

### 1-2-1 Filtros de mangas cerámicos

Los filtros de mangas convencionales sólo pueden usarse hasta una temperatura que esté en los alrededores de los 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 dc los sólidos particulados puede ser realizado sin la necesidad de enfriar los gases antes dc proceder a filtrarlos.

· No se necesita un proceso de mezcla o dilución antes de proceder a la operación de filtración.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Los costos de mantenimiento se reducen y la vida media aumenta, ya que, al trabajar a temperaturas altas, no se produce el proceso típico de corrosión en los alrededores del punto de rocío.

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 sólidos particulados. Los filtros de mangas cerámicos tienen utilidad industrial hasta una temperatura dc 760 °C., habiéndose demostrado su eficiencia en la retención dc partículas y en la absorción de variados gases contaminantes [5].

Seguidamente veremos un esquema de un Filtro de Manga Cerámico con Catalizador interior que a la vez que filtra sólidos particulados filtra gases contaminantes $SO_x$ y $NO_x$.

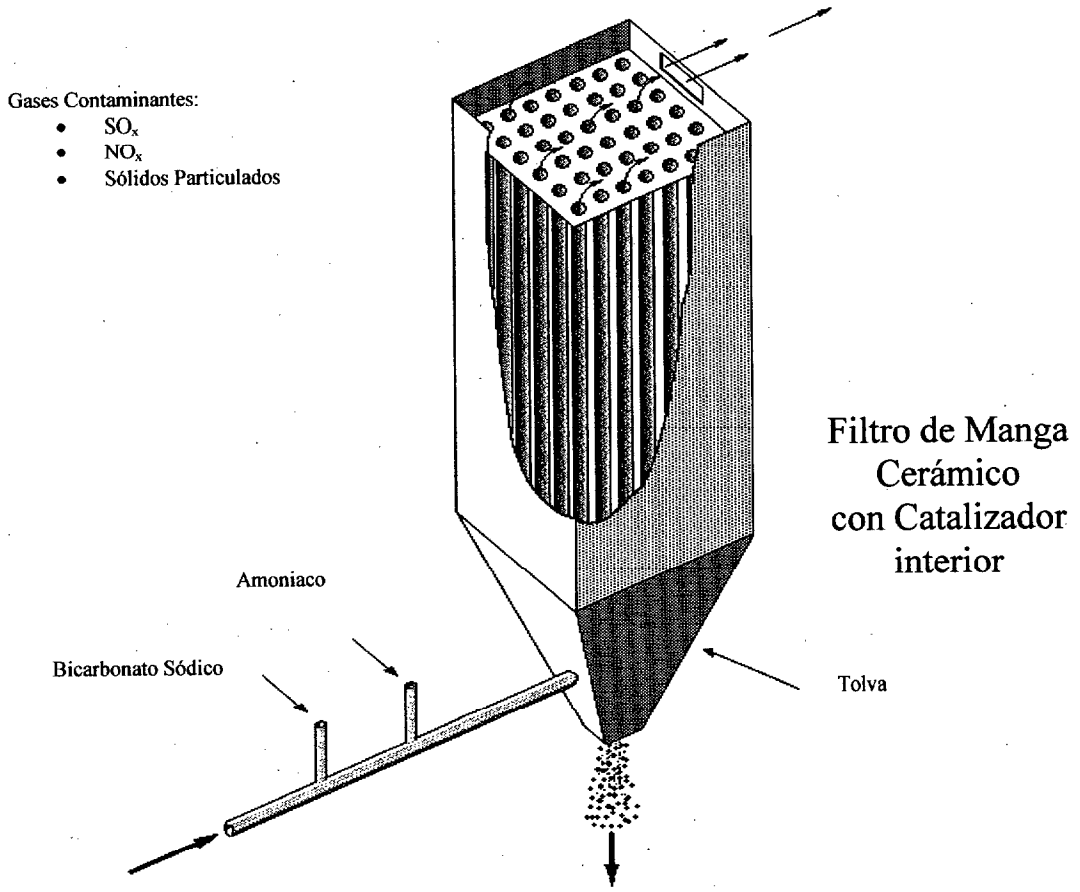



Figura 1-1 Filtro de Manga Cerámico

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En la figura 1-1 se puede observar un esquema de este tipo de filtro, verificándose que permite la limpieza de SOx, NOx y sólidos particulados de una corriente gaseosa. El dispositivo opera de la siguiente forma: al gas caliente contaminante se le inyecta amoniaco y bicarbonato sódico, debido a lo cual el SOx es sulfatado y es retenido por el filtro junto con los sólidos particulados. Posteriormente, el gas pasa al interior de la manga cerámica donde existe un catalizador que permite el cambio del NOx a nitrógeno y agua. Por lo que, a la salida del Filtro de Mangas Cerámico, tenemos un gas limpio de sólidos particulados así como de SOx y NOx.

### 1-2-2 Filtro granular electrostático

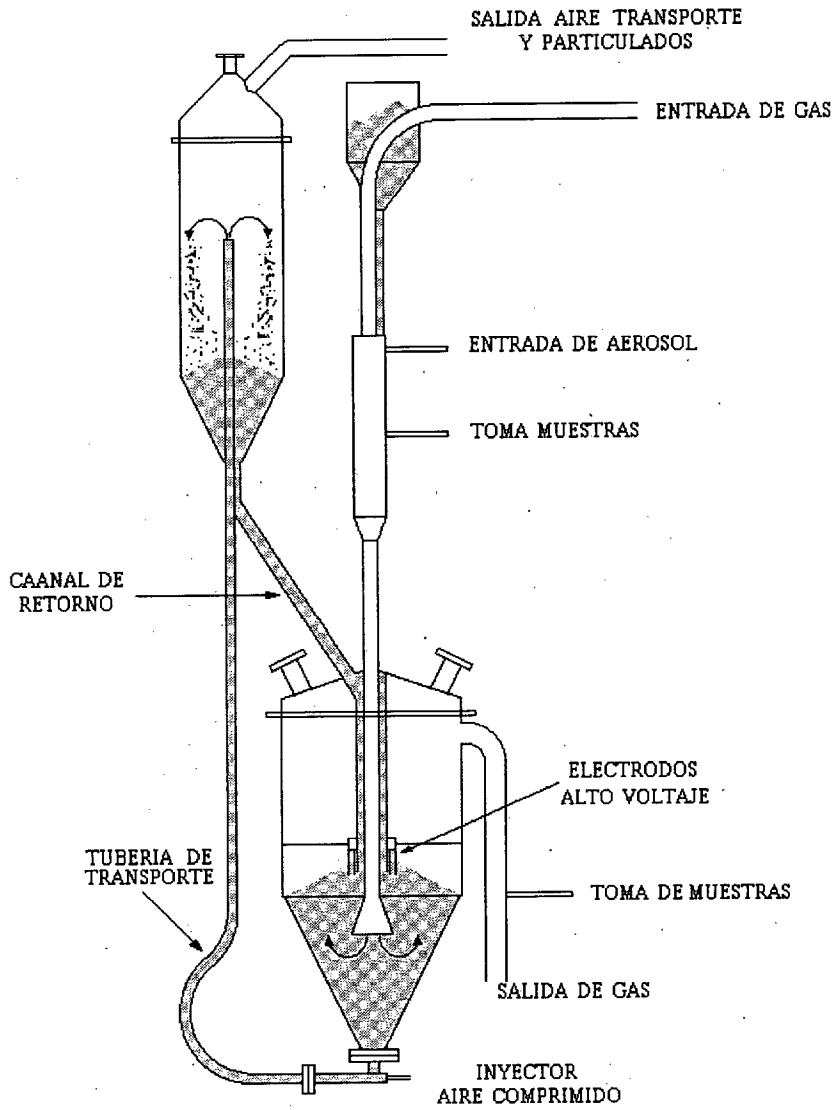



Figura 1-2. Filtro Granular Electrostático

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Los filtros granulares ofrecen una alta eficiencia de filtración cuando tenemos partículas en el rango micrónico y submicrónico. En este caso, al filtro granular se le han añadido una serie de electrodos en su interior, comunicándose una corriente de 0-20 Kv, lo que permite obtener una mejora de la eficiencia de filtración del dispositivo.

En la figura 1-2 se puede encontrar este tipo de filtro, observándose que las eficiencias mas altas de filtración se obtienen para velocidades pequeñas del gas y relleno granular.

La longitud de los electrodos es la misma que la de la sección de filtrado del filtro granular según Scarlett [6] para tamaño de partículas de 2 μm y concentraciones que oscilan entre 0,5-10 $g/m^3$ dc sólidos particulados; la eficiencia dcl dispositivo era siempre superior al 90%

### 1-2-3 Filtro estabilizado magnéticamente (MSF)

Consiste en un lecho granular relleno de esferas ferromagnéticas y estabilizado magnéticamente. Los gases contaminantes que se desean filtrar pasan por el interior del filtro, produciéndose el proceso de filtración cuando interaccionan con el relleno granular, pero, por otra parte, cl filtro está sometido a fuerzas magnéticas debidas a varias bobinas exteriores, lo cual hace que aumente la eficiencia de filtración como consecuencia de esta fuerza externa.

En la figura 1-3 se puede observar un diagrama esquemático de un filtro estabilizado magnéticamente. Donde el aerosol a filtrar (paramagnético) es introducido en el filtro, se observa que debido a la influencia del campo magnético las partículas son retenidas en el lecho, y a medida que aumenta el campo magnético se produce un aumento de la eficiencia de filtración del dispositivo.

Detalles técnicos, eficiencias de filtración e hidrodinámica de este tipo de filtro multipropósito han sido dadas recientemente por Macias-Machín y col. [7], observándose que las eficiencias de filtración de los filtros estabilizados magnéticamente están íntimamente relacionadas con el campo magnético aplicado al dispositivo.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

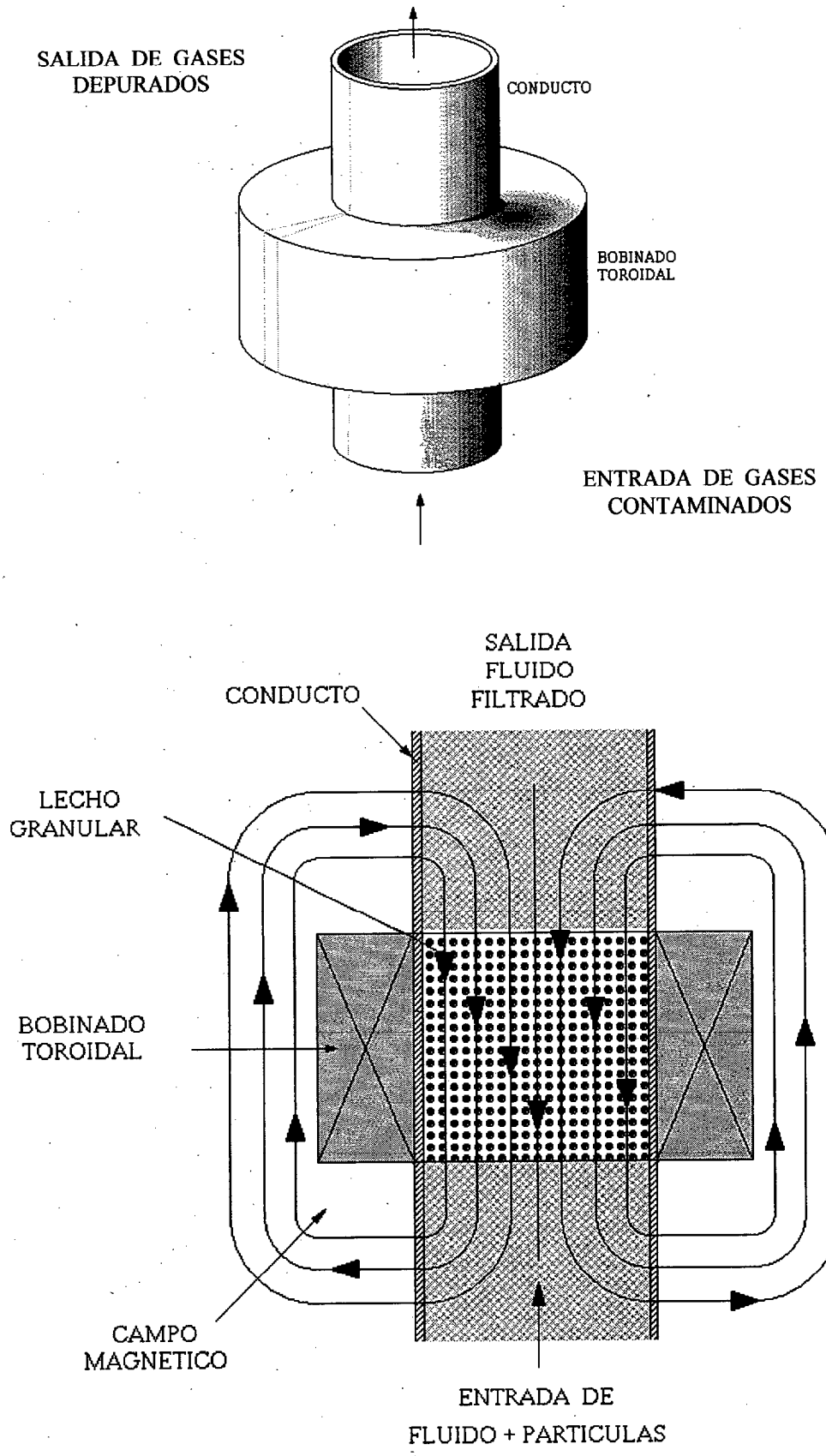



Figura 1-3. Filtro estabilizado magnéticamente

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## 1-2-4 Filtro - Intercambiador de Calor (MHEF)

Este filtro multiproposito combina la Operación Básica de Filtración con la de Intercambio de Calor. El dispositivo permite la filtración dc sólidos particulados de una corriente gaseosa contaminante y recuperar su calor, que puede ser usado en otra parte del proceso industrial.

En la figura 1-4 se observa el diagrama esquemático dc este nuevo diseño de Filtro - Intercambiador de Calor que usa la recirculación magnética de sólidos con objeto de que el dispositivo funcione de forma continua.

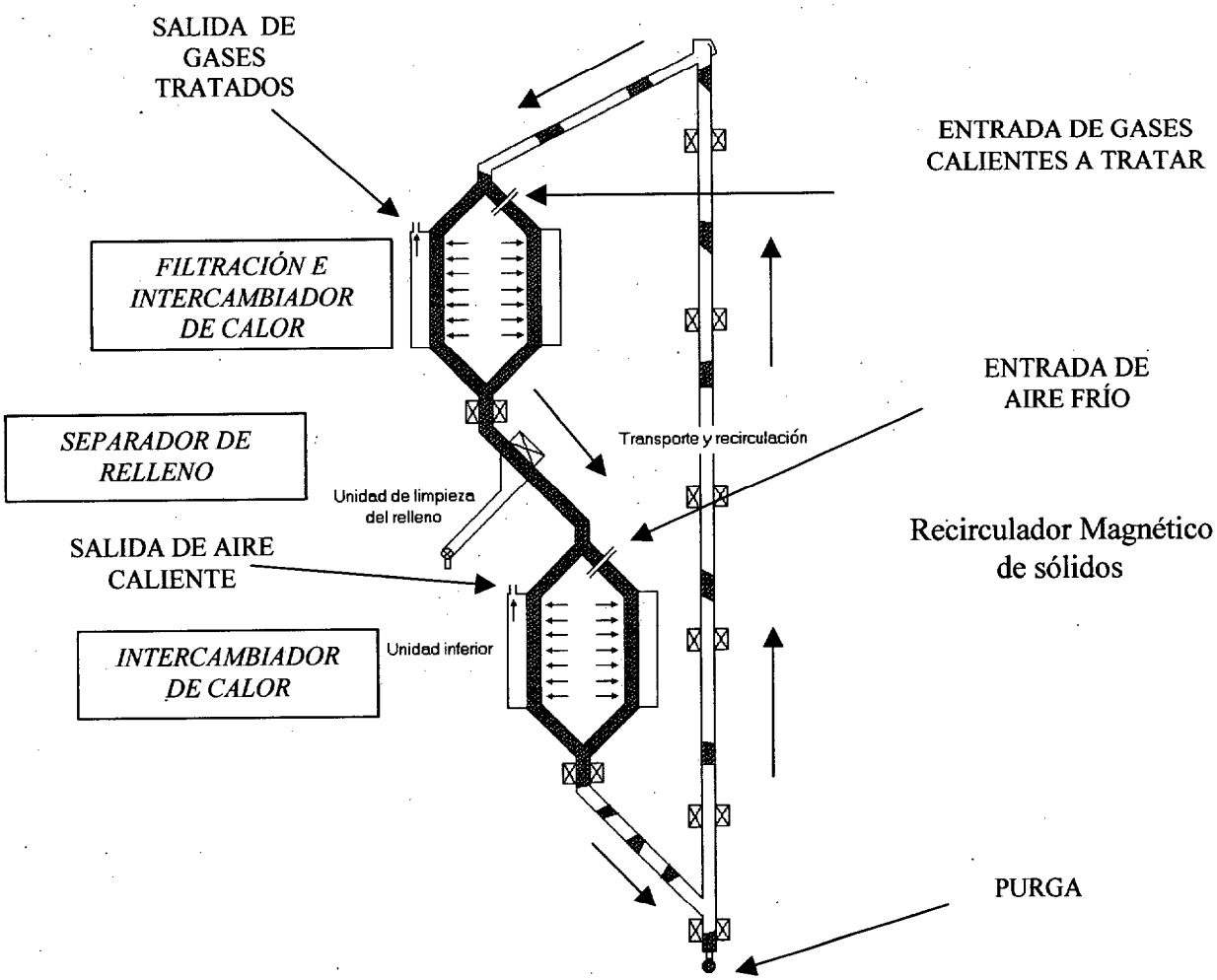



Figura 1-4 Filtro - Intercambiador de calor

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Este Filtro - Intercambiador consiste de las siguientes partes [8].

· Parte superior: En esta parte se produce el proceso de filtración dc los gases contaminantes y los sólidos particulados son retenidos por el relleno granular.

· Dispositivo de limpieza: En esta parte, por vibración mecánica los sólidos particulados son separados del relleno granular dcl Filtro - Intercambiador.

· Parte inferior: Aquí se produce la recuperación de calor; en esta parte se introduce un gas frío que intercambia calor con cl relleno granular, saliendo éste frío y cl gas caliente, siendo este último utilizado en otra parte del proceso industrial.

· Recirculación magnética de sólidos: en esta parte se produce el transporte del relleno granular desde la parte inferior hasta la parte superior con objeto de que el dispositivo pueda trabajar de forma continua.

Detalles sobre la influencia de las diferentes variables del proceso, como son velocidades óptimas de gas y sólidos, temperaturas del gas, tamaño de partículas y simulación numérica, se dan en [9].

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

### 1-2-5 Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA) Primera generación.

Este nuevo dispositivo permite filtrar sólidos particulados de una corriente gaseosa y también recuperar sus productos orgánicos volátiles (VOC's) de forma simultánea, usando para ello nitrógeno líquido a –196° C. (A presión atmosférica).

En la figura 1-5 se puede observar el diseño de este nuevo prototipo que consta de dos partes principales:

· Primer cuerpo:

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, debido a la interacción de los sólidos particulados con las gotas de agua difundidas en la garganta del Venturi. A continuación, las gotas de agua y las partículas caen por

gravedad hacia la parte central de este primer cuerpo donde se le inyecta nitrógeno licuado a – 196° C, formándose hielo en forma de granizo y quedando retenidas las partículas contaminantes en él, siendo recogidas en la parte inferior del filtro. Por otra parte, el resto de los gases después dc la inyección del nitrógeno alcanzan la temperatura de -25 °C antes de entrar al segundo cuerpo del Filtro por Ultracongelación Atomizada.

· Segundo cuerpo:

Los gases limpios de partículas y con los VOC's enfriados pasan al segundo cuerpo del FUA, donde se produce una nueva inyección de nitrógeno líquido y se produce el fenómeno de condensación de los VOC's, pasando a continuación los gases por un separador de gotas.

Finalmente, se obtienen a la salida unos gases limpios dc partículas y de VOC's a temperaturas de condensación de VOC´s.

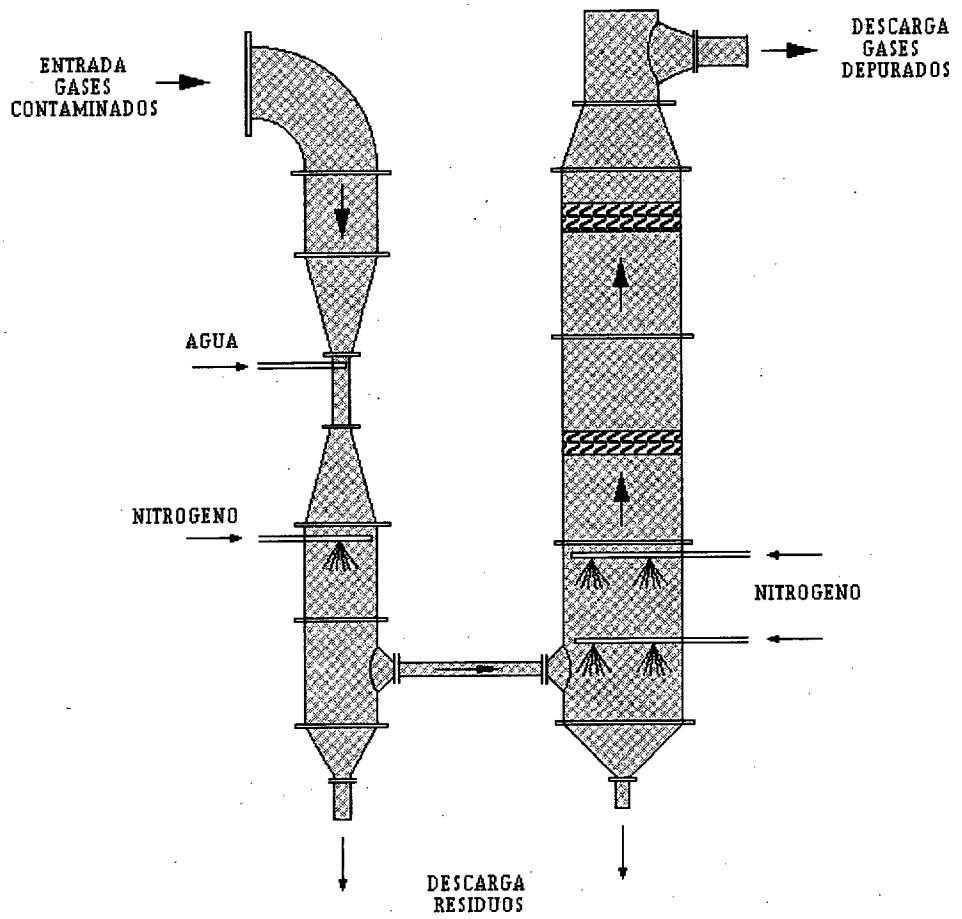



Figura 1-5 Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA)

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

### 1-2-6 Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA) Segunda generación

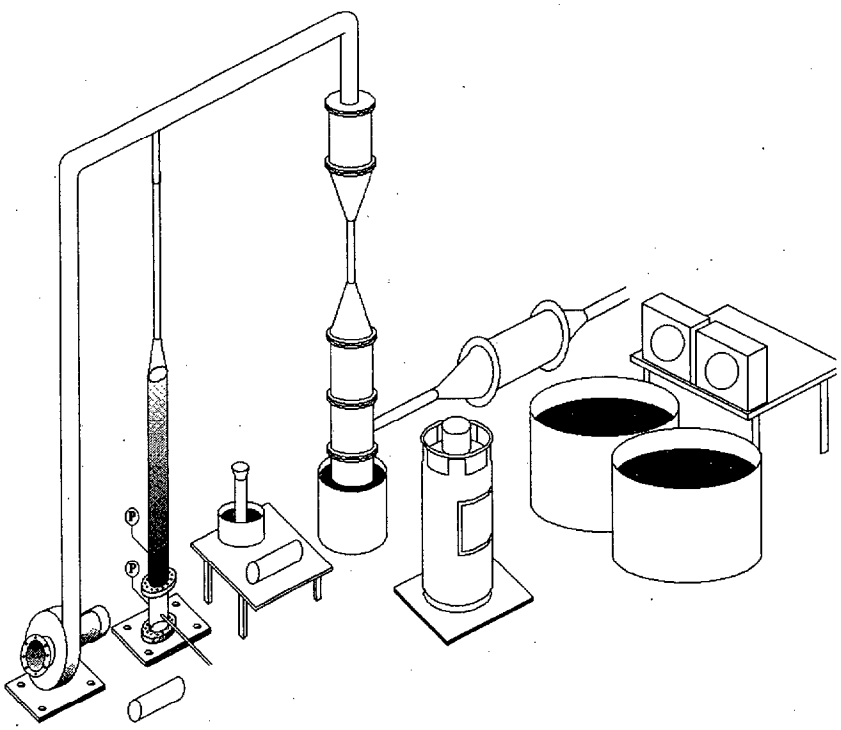


Figura 1-6 Circuito general del FUA (Nueva generación)

Como resultado de los ensayos con el FUA de la primera generación, hemos visto que este tipo de filtro puede ser mejorado para su uso industrial, por lo que hemos sacado una nueva versión mejorada a la llamaremos en adelante (FUA).

Detalles técnicos, simulación numérica, efecto del tamaño de partícula, temperaturas de trabajo, caudales de agua, eficiencias de filtración y optimización han sido dados por Macias-Machín y col. recientemente [10-11].

## 1-3 OBJETIVOS DE LA TESIS

Los objetivos de la tesis son: la fabricación, montaje, calibración, experimentación, puesta a punto y estudio del proceso de filtración de gases contaminantes con sólidos particulados y la recuperación de Compuestos Orgánicos Volátiles (VOC´s) usando un nuevo prototipo de filtración: El Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Esto nos permitirá conocer con mas profundidad la operación básica de la Ingeniería: Filtración de Gases, ya que se avanza en el conocimiento de los procesos sólido-liquido-gas usando un Venturi como dispositivo de filtración y un Condensador Helicoidal para la recuperación de VOC´s, siendo estas investigaciones el objetivo fundamental de esta tesis.

## 1-4 ESTRUCTURA DE LA TESIS

La tesis se divide en 8 Capítulos en los que se trata el problema de la Filtración de contaminantes sólidos y gaseosos y su solución mediante un **nuevo Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA).**

El **Capitulo 1** se trata de dar una **información general** del objeto que se quiere conseguir con esta tesis. Tratándose sobre los diversos Filtros Multipropósitos que se encuentran en fases de desarrollo, prestando especial atención al FUA que es el objetivo de esta tesis.

El **Capitulo 2** se trata de la **filtración de gases contaminantes**, nos centramos en el proceso de filtración de sólidos particulados usando un proceso sólido-liquido-gas a través de un Venturi, En este capitulo se observa los diferentes tipos, ecuaciones y definiciones de este proceso de filtración.

El **Capitulo 3** En este capitulo estudiaremos la influencia de las **diferentes variables que intervienen en la recuperación de VOC´s.** Usaremos las bajas temperaturas del refrigerante $N_2$ liquido para condensar VOC´s. En este capitulo se observan los diferentes procesos de recuperación y la solución aplicada en nuestro caso que es la utilización de un Condensador Helicoidal.

El **Capitulo 4** Trataremos en este capitulo de **Generación de particulas,** los diferentes generadores de lecho fluidizado reseñados en la Bibliografía y la solución propuesta por nosotros, tratándose los parámetros característicos de operación como: caudales, perdidas de carga y concentración de particulas elutriadas.

El **Capitulo 5** En este capitulo hablaremos de la **Generación de VOC´s** , en nuestro caso hemos utilizado una columna de burbuja, en la que tenemos una transferencia de masas liquido-gas. Se estudia la influencia de diversas variables que intervienen en el proceso de transferencia de materia, haciendo hincapié en la importancia de obtener una concentración de VOC´s constante a la salida del generador.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

El **Capitulo 6** se describen las diferentes **instalaciones experimentales construidas y utilizadas** (Generación de VOC´s , Generación y alimentador de partículas, Turbosoplante de alimentación de aire, Sistema alimentador y producción de agua fría, Sistema de adquisición de datos etc.

El **Capitulo 7** se trata del **análisis y discusión de los resultados** obtenidos: Generación de particulas. Generación de VOC´s. Filtración de particulas. Condensación de VOC´s. Así como, la influencia de los parámetros operacionales en el Proceso Conjunto de Filtración y Recuperación de VOC´s.

El **Capitulo 8** se dan las conclusiones finales a las que se ha llegado en esta tesis y las investigaciones futuras a realizar usando este tipo de filtro.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## Bibliografía

[1] N. Chada and C.S. Parmele, «Minimize Emissions of Air Toxics Via Process Changes», Chem. Eng. Progress, vol.89 (1), págs. 37 (1993).

[2] J.R. Sanchez, A. Estevez, E. Jaraiz, J. M. Rodriguez y A. Macias-Machin, «Los Filtros en la Limpieza de Gases», Ing. Química, junio, pág. 147 (1994).

[3] A. Macias-Machin, «Filtros Multipropósitos», Conferencia Invitada, Maestría de Ingeniería Ambiental, CUJAE, La Habana, Cuba (1996)

[4] W. Peukert, «Combined Process for High Temperature Gas Cleaning», in HighTemperature Gas Cleaning, E. Schmidt, P. Gang, T. Pilz and A. Dittles (eds), pág.249, Universität Karlsruhe, pág. 249 (1996).

[5] T.J. Geunrich, «High Temperature Ceramic Fiber Filter Bags», in Gas Cleanig at High Temperatures, R. Clift and J.P.K. Seville (eds.), Blackie Acad. & Professional, London, pág.307 (1992).

[6] C.A.P. Zevenhoven, K.R.G. Hein and B. Scarlett, Proc. 6th World Filtration Congress, Nagoya, Japan, pág. 794 (1993).

[7] J.M. Rodriguez, A.Macías-Machín, A. Alvaro, J.R. Sanchez and A.M. Estevez, «Removal of Iron Oxide Particles in a Gas Stream by means of a Magnetically Stabilized Granular Filter», Ind Eng. Chem. Research (1999).

[8] E. Jaraiz, E. Estevez, J. Cuellar y A. Macias-Machin, Patente Española, n.° 91 02728 ( 199 1 ).

[9] V. Henriquez y A. Macias-Machín, «Hot Gas Filtration using a Moving Bed Heat Exchanger-Filter (MHEF)», Chem. Eng. and Processing, vol. 36, pág. 353 ( 1 997)

[10] A. Macias-Machín, Informe Final, «Filtración por Ultracongelación Atomizada», Grupo EMA (eds.), Las Palmas de Gran Canaria (1997).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

[11] J. M. Sanchez, O. Sanchez y A. Macias-Machin, «Simulación de un Filtro por Ultracongelación Atomizada: Coeficientes de Transferencia de materia», Proc. II International Svmposium on Filtration and Separation, Las Palmas de Gran Canaria, España, pág. 265 ( 1998).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# CAPÍTULO II

# FILTRACIÓN DE GASES

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

BIBLIOTECA GENERAL

# 2 FILTRACIÓN DE GASES

## 2-1 CARACTERÍSTICAS GENERALES

El filtrado de un gas cargado de partículas poniéndolo en contacto con un líquido, puede resultar una manera efectiva de eliminar partículas pequeñas. También nos da la posibilidad de disolver componentes gaseosos del flujo, que pueden ser transferidos del gas al liquido, obteniéndose de esta forma un gas contaminante mas limpio a la salida del filtro.

Hay muchas clases de filtros de gases. En un estudio extensivo, Calvert [1] los ha clasificado en diez tipos. También existe un práctico resumen de sus diseños y funcionamientos.

En una publicación reciente de Macias-Machín y Col. [2], se da un esquema general para la elección de diferentes tipos de filtros usados en la limpieza de gases. Con respecto a los filtros que usan un medio liquido para el proceso de limpieza de gases, los podemos clasificar en:

a) aquellos en los que el objetivo de captación está formado por un conjunto de gotas (rocío) de líquido

b) aquellos en los que el medio de captación son superficies humectadas de diversas clases.

Dentro de la primera clase se encontrarán equipos que usan diferentes tipos de modelos de flujo, y en el que el medio de captación son gotas de fluido de diferentes tamaños. En la segunda clase se encuentra una variedad de torres de plato y torres de relleno, incluidos el relleno sólido, el relleno fibroso, el relleno de lecho móvil,. Esta parte está dedicado a los del primer tipo.

### 2-1-1 Filtros colectores húmedos

Usaremos el término filtro húmedo para referirnos a un equipo en el que el líquido se pulveriza en gotas, aproximadamente en el intervalo de 100-1000 micras de diámetro, que se introducen en el flujo de gas cargado de partículas, donde las gotas en movimiento permiten captar las partículas a través de cualquier mecanismo de captura aerodinámica. Son de especial

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

interés, las posibilidades de captura a través de difusoforesis y termoforesis, así como a través de gotas "electrificadas". [3].

Los mecanismos mas importantes de filtración que afectan a estos equipos son la impactación inercial (II) sigue siendo un importante mecanismo de captación para partículas superiores a la micra. Para que esto ocurra, debe darse un movimiento relativo entre las gotas y las partículas. Esto también se da en la interceptación directa (ID). Sin embargo, para cualquier mecanismo por difusión o fuerzas electrostáticas, no se necesita movimiento relativo excepto para acercar las partículas a las gotas lo suficiente como para que este tipo de fuerzas surtan efecto

El movimiento relativo se da en todos los tipos de filtros. Las principales clases son:

a) Rocío preformado: a través de inyectores atomizadores, se forman las gotas y se rocían dentro del flujo de gas:

(I) Torre de gravedad contracorriente: las gotas caen verticalmente contra la corriente ascendente del gas con partículas

(II) Torre de corriente cruzada: las gotas se precipitan a través de la corriente horizontal de gas

(III) Con la corriente: el pulverizado es horizontal dentro de la corriente horizontal de gas

(IV) Chorro inverso: el pulverizado se hace contracorriente al flujo de gas, normalmente en vertical hacia arriba

(V) Eyector Venturi: el líquido, rociado a gran presión dentro de la sección convergente delante de la garganta, arrastra también el gas.

b) Rocío pulverizado por gas: el líquido se introduce más o menos a granel delante de la garganta del Venturi y se salpica en gotas por la gran velocidad del gas:

(I) Venturi de rocío: el líquido chorrea en los alrededores del Venturi , o fluye por la garganta dentro del gas.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

(II) Orificio anular: el líquido y el gas fluyen en paralelo dentro del espacio anular entre un disco móvil y las paredes del Venturi , delante de la garganta.

## 2-2 DEPURADORES VENTURI

### 2-2-1 Aspectos básicos

La característica esencial de un depurador Venturi, es la presencia de una sección transversal estrecha o "garganta" por la que se fuerza a fluir el gas a gran velocidad. Las gotas introducidas delante de la garganta a una velocidad axial muy baja, se aceleran debido al arrastre de la gran velocidad del gas. Esto proporciona la velocidad relativa necesaria para el impacto inercial y otros mecanismos de captación.

La sección transversal puede ser tanto circular como rectangular. La forma circular no se usa en tamaños grandes porque es demasiado difícil conseguir una distribución uniforme de gotas por toda la sección. La forma rectangular, por lo tanto, se usa con intervalos de aspecto más bien grande, para proporcionar un pequeño lado a través del cual se pueda obtener una buena distribución del fluido.

El procedimiento de diseño del Venturi se puede observar en la figura (2-1), esta permite realizar un análisis del procedimiento a seguir para la obtención de la máxima Eficiencia Global de Filtración. [4].

Es necesario considerar fundamentalmente las siguientes variables:

- Geometría del Venturi.
- Relación L/G
- Tamaño de la Gota
- Grado de Eficiencia
- Caída de Presión
- Eficiencia Global de Filtración

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

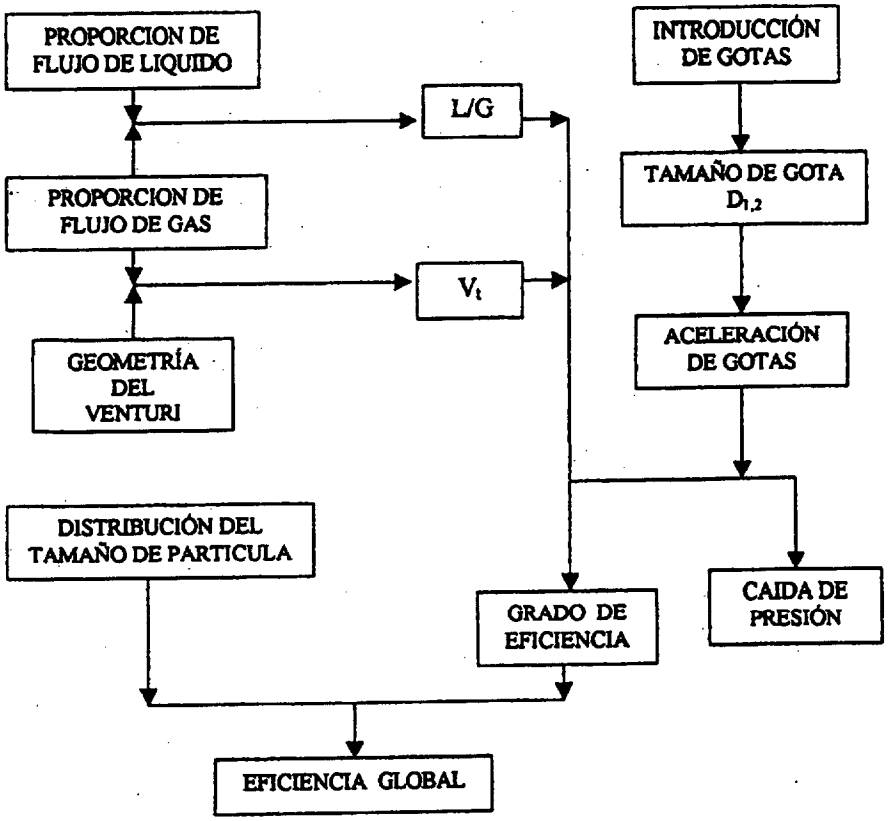



Figura 2-1 Procedimiento de Diseño de un Venturi [4]

Normalmente, se da por hecho una clase de Venturi y un sistema de introducción de gotas, particulares. Luego para esta situación, las combinaciones de L/G y $v_t$ son determinadas, lo que producirá la eficiencia global requerida. Como siempre, habrá una serie de estas combinaciones que "funcionarán". Para cada una, la correspondiente caída de presión, energía necesaria, y longitud de garganta también serán determinadas. Entonces podrá encontrarse un conjunto óptimo de condiciones. Finalmente, se pueden calcular las dimensiones de la garganta del Venturi.

## 2-2-2 Geometría del Venturi

En la figura (2-2) se puede observar un esquema típico de un Venturi, donde se puede observar las diferentes secciones designadas, donde el área de la sección transversal, con referencia a a la de la garganta $A_t$ se obtiene por:

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

$$A = A_t\left(1 + \frac{z_2 - z}{r_t}\tan\beta\right) \quad \text{convergente } z < z_2 \tag{1}$$

$$A = A_t\left(1 + \frac{z - z_3}{r_t}\tan\beta\right) \quad \text{divergente } z > z_3 \tag{2}$$

$$A_t = \pi r_t^2 \quad \text{para secciones circulares} \tag{3}$$

$$A_t = 2r_t \cdot W \quad \text{para sección rectangular } (2r_t \text{ by } W) \tag{4}$$

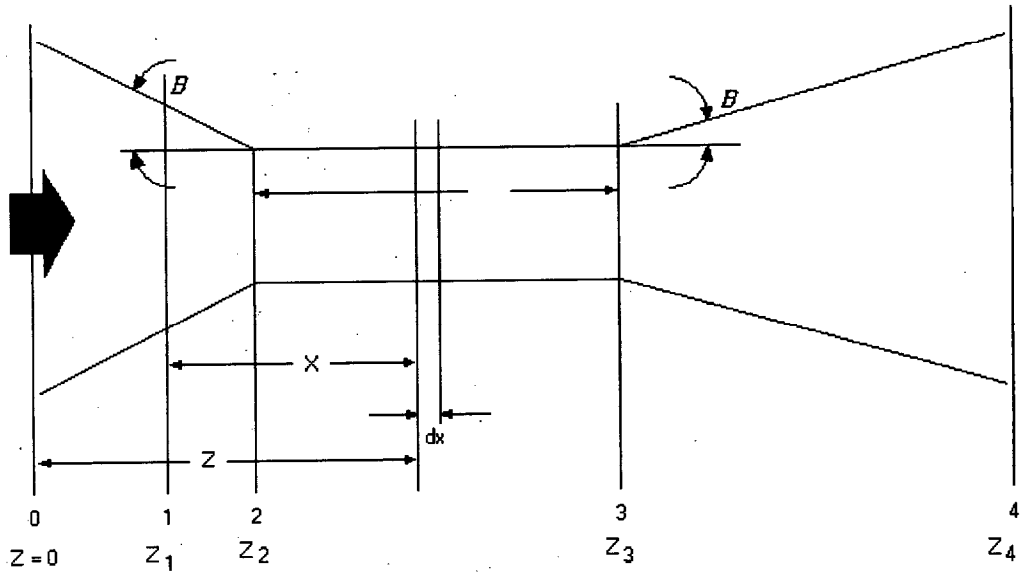



Fig. 2-2 Geometría del Venturi. 0-2 sección convergente, 2-3 garganta, 3-4 sección divergente

Las gotas se introducen a $z_1$ , que, a menudo coincide alrededor de $z_2$. En el caso de que $z_1 < z_2$, la aceleración de las gotas debe tenerse en cuenta tanto en la sección convergente como en la garganta.

La velocidad del gas $v_g$ en cualquier punto viene dada por:

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

$$v_g = M_g/\rho_g A = \frac{v_t}{1 + \frac{(z_2 - z)}{r_t} \tan \beta} \qquad z < z_2 \qquad (5)$$

ó

$$v_g = M_g/\rho_g A = \frac{v_t}{1 + \frac{(z - z_3)}{r_t} \tan \beta} \qquad z > z_3 \qquad (6)$$

donde $M_g$ es la proporción de flujo masivo de gas, tomada como estable, y $v_t$ es la velocidad del gas en la garganta.

El área de sección transversal de la garganta $A_t$, determina la velocidad máxima del gas: $v_t = Q_g / A_t$ . Delante de la garganta hay una sección convergente en la que ocurre la aceleración del gas. Siguiendo la garganta hay una sección gradualmente más divergente, al final de la cual el gas ha vuelto a su velocidad inicial. A pesar de que el proceso de captación puede tener lugar a lo largo de todo el Venturi, siempre que haya una diferencia entre las velocidades del gas y de las gotas, la mayor parte ocurrirá en la garganta. La longitud de la garganta debe, pues, ser suficiente para lograr la captación deseada.

En estos equipos se introduce la definición de flujo líquido/gas, que tiene importancia básica en el funcionamiento de todos los tipos de depuradores. Esta proporción debería expresarse fundamentalmente en términos de proporción de flujo masivo de líquido ($M_l$) dividida entre la proporción de flujo masivo de gas ($M_g$). Sin embargo, por conveniencia, se expresa en términos de volúmenes equivalentes tomados en las condiciones reales de entrada. Así

$$\frac{M_\ell}{M_g} = \frac{\rho_\ell Q_\ell}{\rho_g Q_g} \qquad (7)$$

También es una práctica común expresar $Q_l / Q_g$ en unidades de litros de liquido por m3 de gas. Esto es conocido comúnmente como proporción L/G. Por experiencia está demostrado que la L / G caerá típicamente en un intervalo 0.27 - 2.7l/m$^3$.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

La relación L/G, tiene una gran importancia en la Eficiencia Global de Filtración, a medida que aumenta esta , aumenta la Eficiencia Global de Filtración, [4 ], pero hay que tener en cuenta que aumenta la perdida de carga, por lo que, hay que llegar a un equilibrio en el diseño. El diseño optimo y la relación entre estos parámetros ha sido dada recientemente en [6].

## 2-2-4 Tamaño de Gota

Un parámetro importante en la caracterización de la Eficiencia de Separación del Venturi es el tamaño de gota generada en él. Yung [7] y Boll [8] ambos usan la correlación de Nukiyama y Tanasawa [9] para predecir el tamaño de gota del liquido inyectado en el Venturi.

Recientemente Pulley [10], ha considerado que cuando el líquido es inyectado en garganta la correlación siguiente

$$D = 37\, D_o \;\; (W_e \; R_e)^{-0,4} \tag{8}$$

Donde D es el tamaño de gota, $D_o$ es el diámetro del orificio de inyección o inyector, $W_e$ es el número de Weber basado en el diámetro del inyector y $R_e$ es el número de Reynold basado también en el diámetro del orificio del inyector.

En el caso, de que el gas produzca una acción de corte sobre las gotas, y estas se depositen en forma de película sobre las paredes de la garganta, la siguiente ecuación es preferida

$$D = 5,4\, \lambda\, W_{e_m} + \frac{3,5\, \lambda \rho_g\, W_E}{\rho_l\, W_g} \tag{9}$$

donde $\lambda$ , es la longitud de Taylor, definida por $\sqrt{\sigma / g\rho_l}$ , $W_{e_m}$ es el número modificado de Weber, $\rho_g$ y $\rho_l$ son las densidades del gas y liquido respectivamente, y $W_g$ es el caudal del gas.

Las expresiones anteriores permiten obtener una valoración del tamaño de gota inyectada en el Venturi, aunque recientemente se puede emplear la técnica de Anemometría Laser Doppler con información de Fase (PDA), ampliamente utilizada para la medida de velocidad de partículas que se mueven en el seno de un fluido. Esta técnica ampliamente

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

desarrollada e implementada por el Grupo de Energía Térmica de la Universidad Carlos III de Madrid [11] en nuestro país es una técnica de medida óptica, y por tanto no intrusiva, que permite la medida simultanea de la velocidad y tamaño de gota (o partículas) con un índice de refracción conocido, cuando estas atraviesan una cierta región del espacio.

## 2-2-5 Grado de Eficiencia del Venturi

Es la eficiencia fraccional para un determinado tamaño de partícula, es decir, para cada tamaño de partícula tenemos una eficiencia $\eta$, que es función del tamaño de partícula. Sobre el grado de eficiencia influye los parámetros de operación como son: perdida de carga, flujo de gas, velocidd del gas en la garganta, geometría del Venturi y tipo de partícula [12].

La separación de partículas en un Venturi Scrubber es dominada por Impactación Inercial, mientras que el mecanismo de Difusión solamente es importante para tamaño de partículas menores a 0,3 μm. [12]

De acuerdo con Pulley [10] eficiencia de Filtración de las gotas en cada agrupamiento es basada solamente en el mecanismo de impactación inercial. Este mecanismo es caracterizado por el número de Stokes definido por :

$$\mathrm{Stk} = \frac{C_c \rho_p d^2 u}{9 \mu D} \tag{10}$$

donde $C_c$ es el factor de corrección de Cunningham, $\rho_p$ densidad de la partícula, d es el diámetro de la partícula, u es la velocidad relativa entre el gas y la gota, $\mu$ es la viscosidad del gas y D es el Diámetro de la gota.

Dependiendo del tipo de flujo podemos tener varias expresiones de la eficiencia de colección, así para que un flujo potencial alrededor de una gota esférica (Reynold de la gota, $Re_D \rightarrow \infty$), queda

$$\eta_p = \frac{\mathrm{Stk}^2}{(\mathrm{Stk} + 0{,}5)^2} \tag{11}$$

mientras que para un flujo viscoso

$$(Re_D \rightarrow 0)$$

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

$$\eta_v = \left[1 + \frac{0{,}75 \ln (2\mathrm{Stk})}{\mathrm{Stk} - 1{,}214}\right]^{-2} \tag{12}$$

teniendo en cuenta que el flujo cambia cuando las gotas pasan a través del Venturi, normalmente se usa una interpolación entre los flujos viscosos y potencial [10], para estimar la eficiencia de colección debido al impacto inercial:

$$\eta_I = \frac{\left[\eta_v + \eta_p \left(\mathrm{Re}_D/60\right)\right]}{\left[1+\left(\mathrm{Re}_D/60\right)\right]} \tag{13}$$

Esta Ecuación asume que la eficiencia de colección es la media aritmética de la expresión (11), $\eta_p$ y expresión (12), $\eta_\sigma$ a un numero de Reynolds de 60.

Otros autores han desarrollado otras expresiones ya que consideran que hay una cierta dependencia de la eficiencia de colección de una simple gota con la longitud de la garganta, velocidad del gas en la garganta y localización de la inyección del fluido [13-15].

Donde la eficiencia global de colección en cualquier localización axial puede ser calculada por un proceso de integración en base a las concentraciones a la entrada C (o, y ) y en cualquier localización axial C(x, y):

$$\eta_{\mathrm{GLOBAL}} = 1 - \frac{\int C\,(x, y)\,dy}{\int C\,(o,y)dy} \tag{14}$$

En nuestro caso, utilizaremos la Eficiencia Global de Filtración, E, que veremos en el apartado posterior.

## 2-2-6 Perdida de Carga

Como se ha visto en apartados anteriores, la perdida de carga está íntimamente con la eficiencia del Venturi, una vez determinada la perdida de carga, es necesario calcular el volumen de gas en cada área del Scrubber para obtener un diseño optimo de este [16]. Un procedimiento para calcular la perdida de carga ha sido dado por Hesketh [17], a partir de la siguiente expresión:

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

$$\Delta P = \frac{V_T^2 \, \rho_g \cdot A_T^{0,133} \cdot L^{0,78}}{1270} \qquad (15)$$

donde:

$\Delta P$ = Perdida de carga en pulgadas de columna de $H_2O$.

$V_T$ = Velocidad del gas en la garganta, ft/s

$\rho_g$ = Densidad del gas, lb/ft$^3$.

$A_T$ = Área de la garganta, ft$^2$.

L = Relación liquido / gas, galones/1000 ft$^3$

Destacar que en la bibliografía, también se puede encontrar expresiones que relacionan la perdida de carga con la eficiencia de colección [18] o se están establecidos modelos para predecir la perdida de carga, como los de Azzopardi y col. [19].

## 2-2-7 Eficiencia Global de Filtración

Heskth ha desarrollado una serie de expresiones para predecir la Eficiencia Global de Filtración o la Penetración en columnas de Sprays, ya tanto en contracorriente o en paralelo. [20] Estas son expresiones empíricas en función del diámetro medio de las gotas, relación L/G, Velocidad del gas, y longitud efectiva de colección por debajo del Spray o inyector mas bajo.

Teniendo en cuenta la penetración P , es dada por;

$$P = 1 - E,$$

Tenemos que para columnas con flujo en paralelo:

$$P = \frac{2{,}5 \; Dc^{0,574} \cdot V^{0,69}}{dM^{1,6} \left[ \left( \frac{L}{G} \right) L \right]^{0,393}} \qquad (16)$$

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

donde tenemos,

$d_M$ = Diámetro de partículas, μm

$D_C$ = Diámetro medio de la gota del inyector, μm

L/G = Relación liquido / gas, $l/m^3$

L = Longitud efectiva de colección por debajo del 2º inyector, ft.

V = Velocidad del gas en paralelo, ft/s

En nuestro caso hemos recurrido al calculo de la Eficiencia Global de Filtración en función de las mediciones de las concentraciones de partículas a la entrada, $C_o$, y a la salida del Venturi C. Esto nos permitirá determinar las características del Venturi en función de los diferentes parámetros de operación.

La Eficiencia Global de Filtración viene dada por:

$$E = \frac{C_o - C}{C_o} \tag{17}$$

$$E = 1 - \frac{C}{C_o} = 1 - P \tag{18}$$

Ya que la determinación de todas las variables desde el punto experimental, nos permitirá optimizar el venturi, variando las condiciones de operaciones obtendremos las Eficiencias Globales mas altas, esto nos supondrá una optimización del FUA, lo cual se traduce que el condensador helicoidal, funciona mucho mejor, sin que ocurra una deposición de las partículas contaminantes en su interior.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

**Bibliografía**

[1] S. Calvert, J. Goldschmid, D. Leith y D. Mehta, Scrubber Handbook NTIS, F6 -213-016, (1972).

[2] J.R. Sánchez, A. Estévez, E. Jaraiz, J.M. Rodríguez y A. Macias-Machín, "Los filtros en la limpieza de gases: Tipos y criterios de selección" Ing. Química, Junio, pp 147, (1994)

[3] C. Dickenson, "Filters and Filtration Handbook, Elsevier (Ed) 3rd, Oxford, UK, (1994)

[4] Wo. Licht, "Air Pollution Control Engineering: Basic Calculations for Particulate Collection", Marcel Dekker InC., New York, USA,(1988).

[5] F. Mayinger y M. Lehner, ·Operating results and aerosol deposition of a Venturi scrubber in self-priming operation, Chem. Eng. and Processing, Vol.34, pp 283, (1995).

[6] N, V, Ananthanarayanan and S. Viswana-Than, "Prediting the liquid flux distribution and collection efficiency in cylindrical Venturi Scrubber, Ind. Eng. Chem. Res. , vol 38, pp. 223, (1999).

[7] S. C. Yung, S. Calvert, H. F. Barbarika, L.E. Sparks, "Venturi Scrubber Performance model" Environ. Science Technology, vol.12, pp 456, (1978).

[8] R. H. Boll, "Particle Collection and Pressure Drop in Venturi Scrubber" Ind. Eng. Chem. Fundam. Vol.12, pp 40, (1973)

[9] S. Nukiyama, Y. Tanasawa, "Experiments on Atomisation of liquid in an air stream" Trans. Soc. Mech. Eng. vol. 4, pp 86, (Japan), (1938).

[10] R. A. Pulley, "Modelling the performance of Venturi Scrubbers", Chem. Eng. Journal, vol.67, pp 9, (1997).

[11] A. Lecuona, Comunicación Personal, (2002)

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

[12] R. W. K. Allen, "Prediction of Venturi Scrubber grade efficiency curves using the contacting power law", Powder Tech. , vol. 86, pp. 137, (1996)

[13] T. D. Placek y C.K. Petens, "Analysis of particulate removal in Venturi Scrubber – Effect of operating variables on performance", AICHE J. vol. 27, pp 984, (1981),

[14 Viswanathan, A. W. Guyp, C. C. St Pierre, "Examination of gas-liquid flow in an Venturi Scrubber", Ind. Eneg. Chem. Vol. 23, pp 303, (1984).

[15] S. Viswanathan, "Modelling of Venturi Scrubber Performance, Ind. Eng. Chem. Res. , vol. 36, pp 4308, (1997)

[16] K. C. Schifftner y H. E. Hesketh, "Wet Scrubbers, Technomic. Pub." Lancaster, Pennsylvania, USA, (1996)

[17] H.E. Hesketh, "Air Pollution Control" a Arbour Science Publisher a Arbor MI, USA, (1980).

[18] R. W. K. Allen y A. Van Sateen, "Designing for pressure drop in Venturi Scrubber; The importance of dry pressure drop", Chem. Eng. J. vol. 61, pp 203, (1996)

[19] B. J. Azzopardi y A. H. Govan, "The modelling of Venturi Scrubbers", Filtration Separation, May/June, pp 196, (1984).

[20] H.E. Hesketh, "Predict Particle Collection in Spray Towers", Chem. Eng. Progress, vol, 91. pp. 98 (1995).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# CAPÍTULO III

# CONDENSACIÓN

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# 3 INTRODUCCIÓN

Una de las aplicaciones más importante de los intercambiadores de calor helicoidales es en aquellos procesos en que se requiere un intercambio de calor en fluidos trifásicos; por ejemplo, el calentamiento de líquidos que contienen partículas catalíticas sólidas y gases no condensantes [1].

Un intercambiador de calor helicoidal consiste en una carcasa en cuyo interior se encuentra un tubo enrollado (Fig. 3.1). En este tipo de intercambiadores se produce una combinación de flujo cruzado con flujo en contracorriente [2].

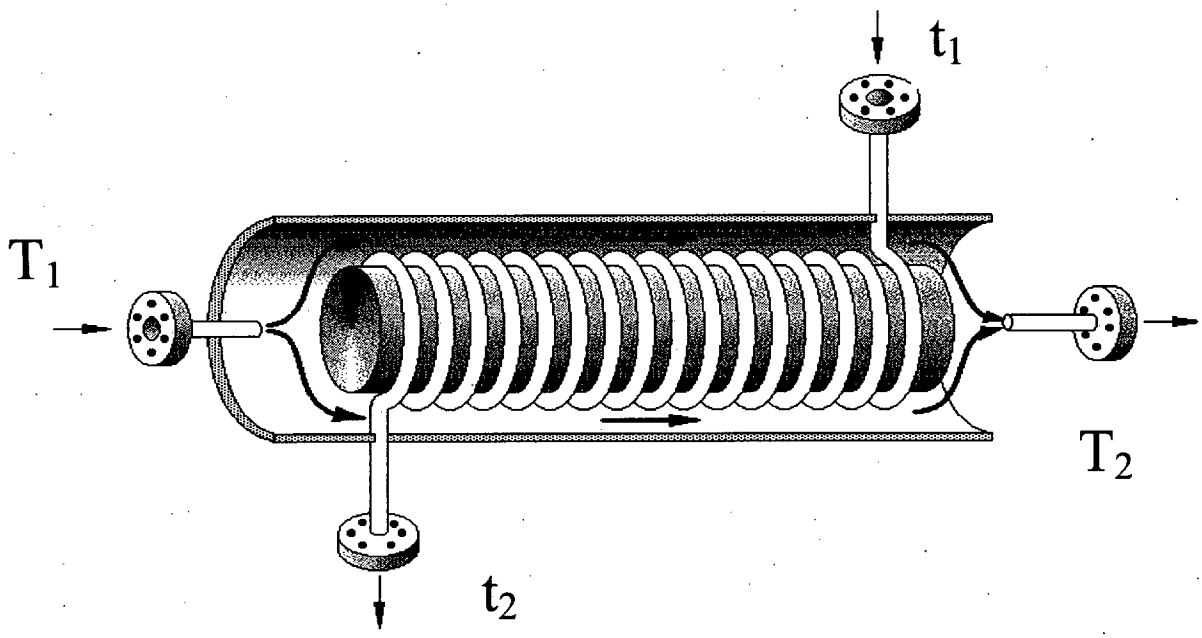



Figura 3.1 Esquema de intercambiador helicoidal

En este tipo de intercambiadores de calor existe un flujo cruzado en cada porción individual, pero el flujo total resultante del gas en el interior de los tubos es paralelo y opuesto al que circula por el exterior de los tubos. Esta combinación de flujos es muy eficaz.

La obtención del diseño, así como la selección de la geometría de un intercambiador de calor para que realice la transmisión de calor deseada entre fluidos con temperaturas finales conocidas, es compleja. Algunos intercambiadores de calor pueden satisfacer bien las necesidades establecidas desde el punto de vista térmico, pero la última decisión sobre los posibles diseños que pueden emplearse depende de muchos factores, tales como los costes, las necesidades de espacio, los gastos de funcionamiento, etc. [3].

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En la bibliografía existen varios tipos de gráficos usados para la determinación del diseño y de las características de operación de los diferentes intercambiadores de calor (tubo-carcasa, flujo cruzado, bayoneta, etc.) [4-10]. En la figura 3.2 se pueden ver las soluciones graficas utilizadas en el diseño de intercambiadores de calor helicoidales (cálculo del área) o el cálculo de sus características de operación, es decir, las temperaturas de los fluidos a la salida del intercambiador. [12]

### 3.1.1 Parámetros de diseño

La solución gráfica que se presenta se realiza en función de los siguientes parámetros adimensionales (F, NTU, P y R):

$$F = \frac{\Delta T}{(\Delta Tlm)_c} \tag{1}$$

Siendo F el factor de eficiencia que se define como la relación entre el incremento de temperatura media y la temperatura media logarítmica de un intercambiador en contracorriente puro. Desde el punto de vista económico, no es práctico emplear un intercambiador de calor cuando F<0,75.

$$NTU = \frac{UA}{\dot{m}c} \tag{2}$$

NTU es el número de unidades de transferencia. Este parámetro indica el nivel de sofisticación de un intercambiador.

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \tag{3}$$

P es la razón entre la ganancia de temperatura del fluido que circula por el interior de los tubos y la máxima diferencia de temperaturas en el intercambiador de calor.

$$R = \frac{\dot{m}c}{\dot{M}C} = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \tag{4}$$

R sólo depende de las relaciones de capacidad de los fluidos, siendo independiente de los cambios en las temperaturas de la alimentación.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Con objeto de proceder al diseño utilizando soluciones gráficas que se proponen en este trabajo, hay que considerar que el fluido que circula por los tubos se designa con letras minúsculas y el fluido que circula por la carcasa con letras mayúsculas, mientras que el subíndice (1) indica entrada y el subíndice (2) indica salida.

Realizando un balance de calor en el intercambiador helicoidal tenemos:

$$q = UA\Delta T = M\,C(T_1 - T_2) = m\,c\,(t_2 - t_1) \qquad (5)$$

siendo $$\Delta T = (\Delta Tlm)_c F \qquad (6)$$

A partir de las ecuaciones (1) a (6) podemos obtener las variables de diseño de estos intercambiadores.

### 3.1.2 Usos de los Diagramas

En este trabajo se introduce por primera vez una aplicación de los gráficos propuestos por Levenspiel [4, 11] a los intercambiadores de calor helicoidales.

En la figura 3.2 se dan las representaciones graficas en función de los parámetros adimensionales *F NTU, P y R.* En la figura 3.2 también se observa que aparece un parámetro nuevo *N*, éste nos indica el número de vueltas de los tubos del intercambiador helicoidal

Por otra parte, se observa que a partir de un número superior a 15 vueltas, el intercambiador de calor helicoidal se comporta como un intercambiador de doble tubo en contracorriente, por lo que su eficiencia tiende a la unidad.

Estas soluciones gráficas, son validas en el caso de que no existan cambios de estados. En el caso de existir evaporación o condensación será necesario usar otro tipo de solución (analítica, numérica, etc. ).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

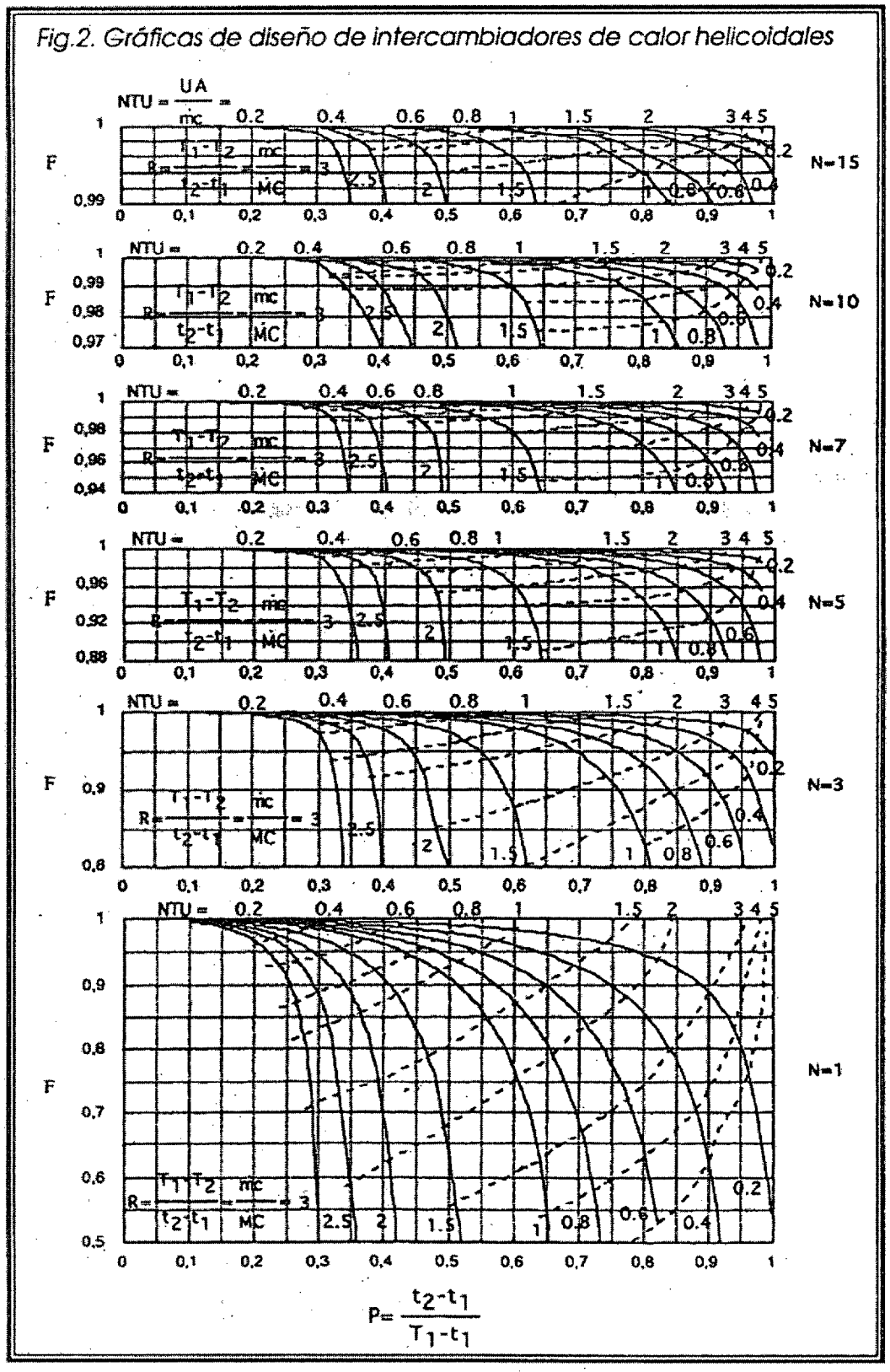
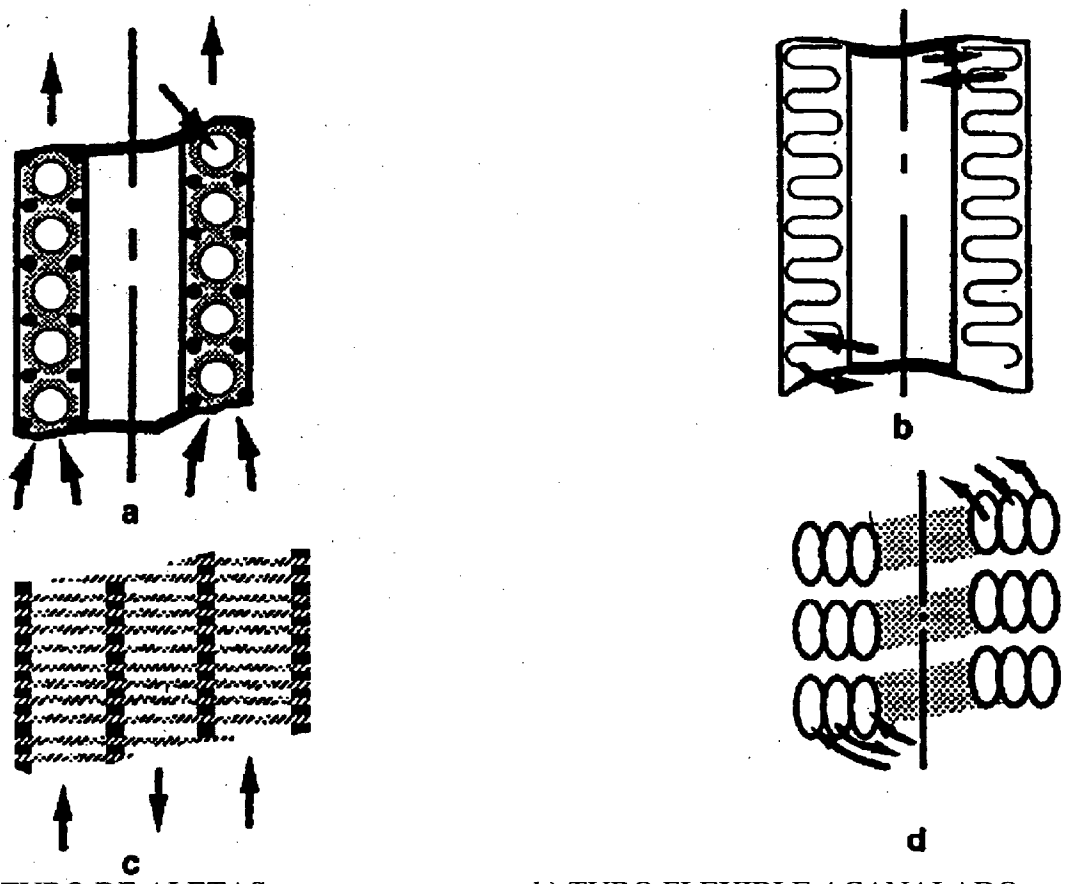



Figura 3.2 Gráfica para diseñar intercambiadores

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## 3.2 INTERCAMBIADORES DE CALOR CRIOGÉNICOS




a) TUBO DE ALETAS
b) TUBO FLEXIBLE ACANALADO
c) PLACA PERFORADA
d) TUBO APLANADO

Figura 3.3 Algunos intercambiadores de calor, usados en pequeños enfriadores criogénicos.

Los tipos de construcción del intercambiador de calor contracorriente criogénico simple se ilustran en las figuras 3.3. Dos de los diseños más simples son un par de tubos de cobre soldados juntos y enrollados en una bobina compacta, y tubos de cobre bobinados dejando un espacio anular interior - usualmente con gas que no se evapora en el anillo en contracorriente con el vapor a presión en el tubo. Un tubo de aletas puede incorporarse en algunas de estas configuraciones simples para aumentar el área de superficie y el coeficiente de transferencia de calor, con expectativas comerciales. [13].

En la figura 3-4 se muestra un intercambiador de calor placa-aleta soldada de aluminio. Este tipo de intercambiador de calor es bastante flexible, en su configuración de flujo, sólido y ligero debido a su construcción en aluminio. Es posible el diseño para presiones superiores a 60 bares y su configuración de flujo permite hasta 11 entradas de fluido con cuatro niveles de temperaturas de refrigeración.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

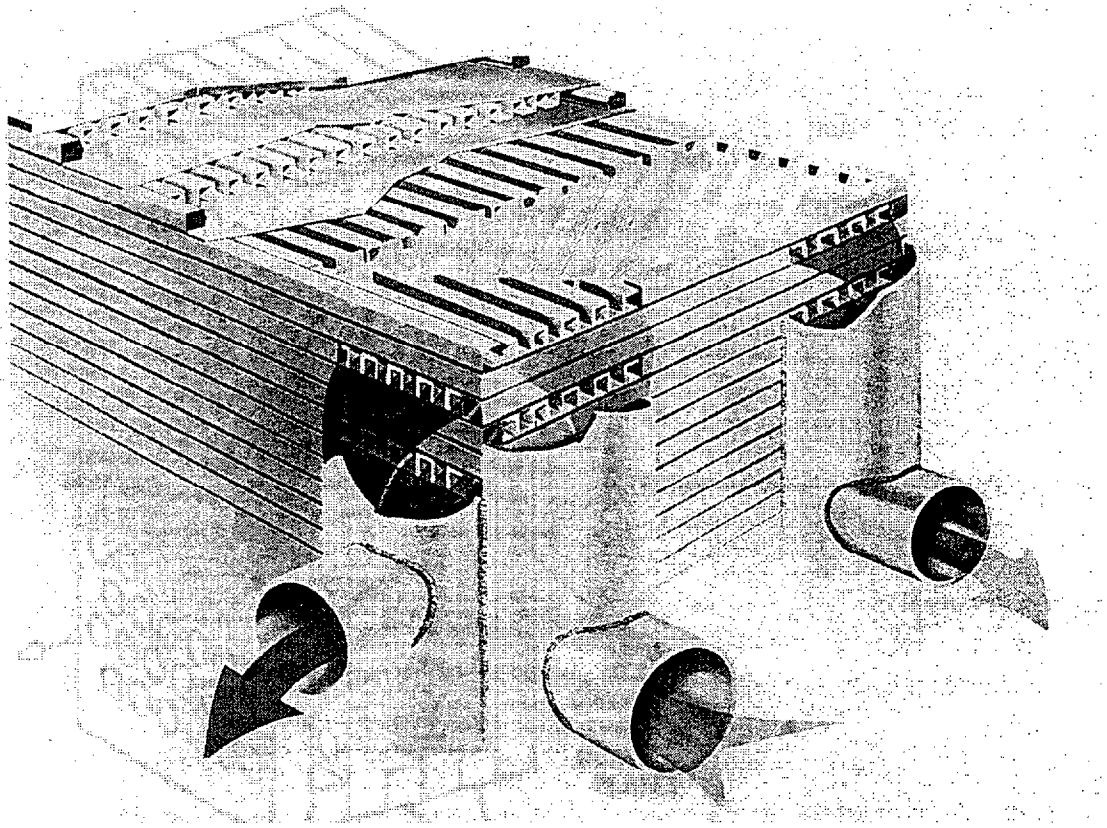


Figura 3.4 Intercambiador de calor placa-aleta soldado de aluminio

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

La figura 3-5 se puede observar un intercambiador de calor de placas-perforadas [15], usadas en instalaciones criogénicas pequeñas.

Estos son muy compactos, como se indica en la tabla 3-1. Aunque en la figura aparecen separadores de plástico entre los canales de flujo, en la práctica se han usado separadores de acero inoxidable con uniones de dilatación, o soldadura de vacío, para prevenir grietas entre los canales y en la cubierta exterior. El problema de fugas dificultó anteriormente el desarrollo de esta clase de intercambiador de calor. Posteriormente, Sixsmith y col. [16] desarrollaron un intercambiador de calor similar con muescas, que daba aproximadamente un coeficiente de transferencia de calor un 40% más alto que el de huecos circulares.

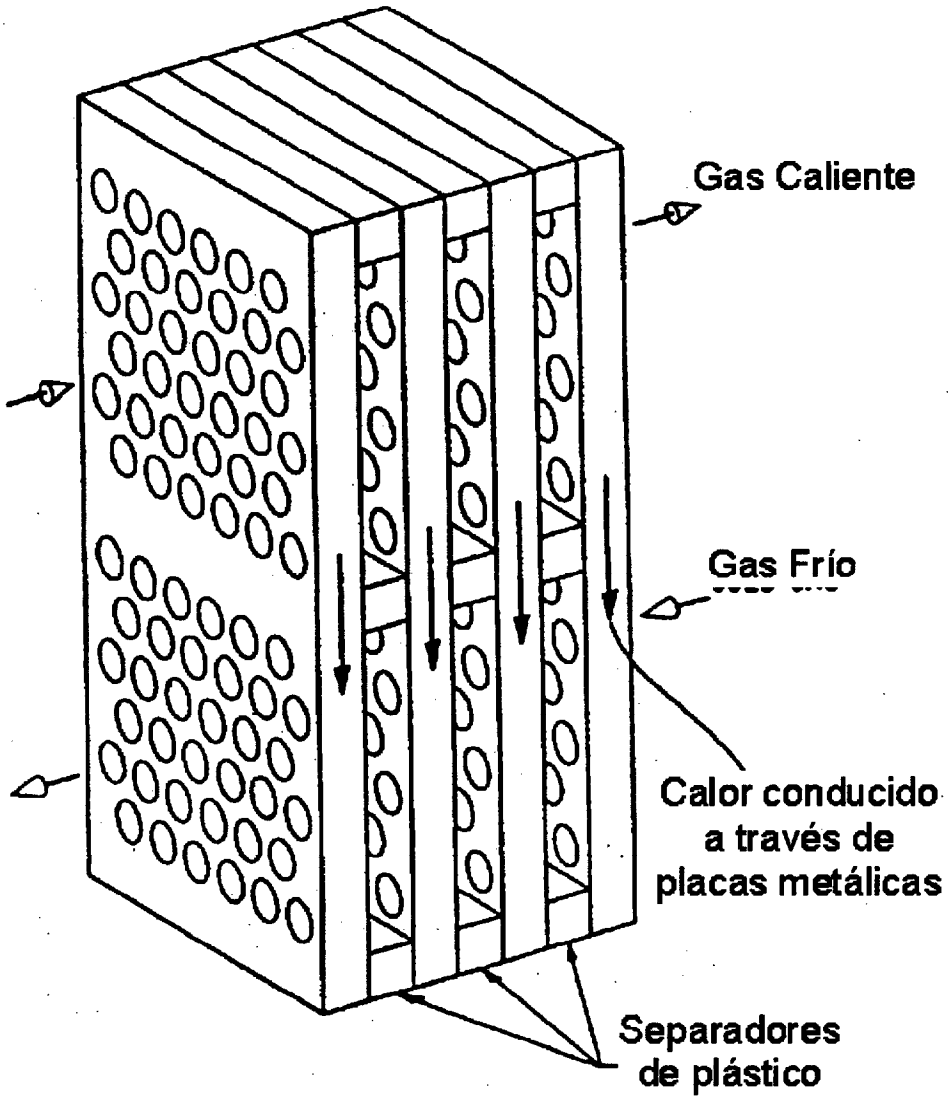
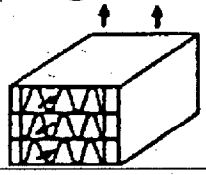



Figura 3.5 Principio del intercambiador de calor de placas perforadas. [ 14 ]

| Tabla 3.1 Comparación de la capacidad de transferencia de calor de algunos intercambiadores criogénicos [17] | | |
|---|---|---|
| Tipo | Esquema | Capacidad de transferencia de calor por unidad de volumen UA/V [W/m$^3$ K] |
| Placa Perforada | Fig. 3-5 | 39,000 |
| Tubo de aletas | | 28,000 |
| Placa de aletas de aluminio |  | 8,800 |

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En nuestro caso, en el proceso de Filtración por Ultracongelación Atomizada, hemos usado un Intercambiador de Calor Helicoidal debido al tipo de gas contaminante que tenemos y a la presencia de partículas sólidas (sólidos particulados) que dificultarían el funcionamiento de los otros intercambiadores de calor criogénicos. Al tener un proceso sólido-liquido-gas y debido a la configuración de diseño del condensador helicoidal, este nos permitirá recuperar los compuestos orgánicos volátiles (VOC´s) a pesar de tener sólidos-particulados en el gas contaminante, debido al diseño constructivo de estos intercambiadores.

## 3.3 DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR HELICOIDAL

Un intercambiador de calor de bobina helicoidal, consta de una cubierta exterior, con tubos (normalmente menos de cinco) enrollados alrededor de un deflector sólido que va a todo lo largo de la unidad. El deflector incrementa la velocidad del fluido dentro de la cubierta, de esta manera se incrementa el coeficiente de transferencia de calor. Las siguientes ecuaciones son apropiadas para intercambiadores consistentes en un solo tubo helicoidal, pero pueden modificarse fácilmente para tubos múltiples.

### 3-3-1 Calculo del coeficiente de transferencia de calor en el lado de los tubos.

Para un flujo multifásico, la densidad aproximada del flujo se calcula usando la siguiente ecuación (se entiende que no hay reducción en el volumen del fluido como resultado de la suma de las diferentes etapas):

$$\rho_{ave,t} = w_{tot,t} / \left[ (w_{sol,t} / \rho_{sol,t}) + (w_{liq,t} / \rho_{liq,t}) + (w_{vapl,t} / \rho_{vap,t}) \right] \quad (7)$$

Se necesita velocidad dentro del tubo, que es calculada usando la siguiente ecuación:

$$v_t = (w_{tot,t}) / \left[ \rho_{ave,t} \pi (D_t / 2)^2 \right] \quad (8)$$

Partiendo de los números adimensionales de Reynolds, Prandtl y Nusselt, podemos calcular el coeficiente de transferencia de calor, usando las diferentes correlaciones dadas en la literatura.

$$Re_t = (Dt\ vt\ \rho_{ave,t})/\mu_t \quad (9)$$

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

$$Pr_t = (C_{p,t}\mu_t)/k_t \tag{10}$$

Para flujos turbulentos en tubos circulares, se recomienda la ecuación de Sieder-Tate [18]

$$Nu_t = 0.023\ Re_t^{0.8} Pr_t^{1/3} (\mu_b/\mu_w)^{0.14} \tag{11}$$

En el caso de la transferencia de calor en flujo turbulento con un liquido criogénico, totalmente desarrollado, la correlación Dittus-Boelter, puede usarse [19] como sigue :

$$Nu = 0.023\ Re^{4/5}\ Pr^{2/5} \tag{12}$$

Aquí las propiedades se evalúan en la temperatura de la película $T_f$:

$$T_f = \frac{(T_b + T_w)}{2} \tag{13}$$

donde el número de Nusselt viene dado por la siguiente expresión

$$Nu = \frac{hD_h}{k} \tag{14}$$

En el caso de tener régimen turbulento pero con flujo de gas criogénico en lugar de liquido, se ha mostrado que la siguiente correlación puede ser usada [20]:

$$Nu = 0.023\,\mathrm{Re}_b^{4/5}\ \mathrm{Pr}_b^{2/5}\left(\frac{T_w}{T_b}\right)^{-0.57-(1.59/x/D)} \tag{15}$$

Aquí, las propiedades del fluido son evaluadas en la temperatura de la masa, *D* es diámetro hidráulico del conducto y *x* es la posición axial en la cual se evalúa *Nu.* Nótese que la correlación dará resultados cercanos a los de la ecuación (12). En el caso particular de la transferencia de calor hacia helio supercrítico, los estudios demuestran que las mejores predicciones son dadas por [21]:

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

$$Nu = 0.0259\,\mathrm{Re}_b^{4/5}\,\mathrm{Pr}_b^{2/5}\left(\frac{T_w}{T_b}\right)^{-0.716} \tag{16}$$

entonces, el coeficiente de transferencia de calor interior es calculado usando una corrección para el flujo helicoidal. [18]

$$h_t = [(Nu_t\, k_t)/D_t][1 + 3.5(D_t/D_c)] \tag{17}$$

### 3-3-2 Calculo del coeficiente de transferencia de calor en el lado de la carcasa

La velocidad de la superficie de la carcasa se calcula sustrayendo el área del tubo bobinado del interior del deflector.

$$v_s = (w_{to,s})/[\rho_{ave,s}\,\pi\,\{(D_s/2)^2] - \{[D_c + 0.5D_t + r_t)/2]^2 - -[D_c - 0.5D_t - r_t)/2]^2\} - (D_{core}/2)^2\}] \tag{18}$$

Usando esta velocidad, el número de Reynolds se calcula usando el diámetro exterior del tubo:

$$\mathrm{Re}_s = [(D_t + 2r_t)\, v_s\, \rho_{ave,s})]/\mu_s \tag{19}$$

Para un flujo turbulento perpendicular a un conjunto de tubos circulares no arrollados, se recomienda el siguiente número de Nusselt [1].

$$\mathrm{Nu}_s = 0.26\,\mathrm{Re}_s^{\,0.6}\,\mathrm{Pr}_s^{\,1/3} \tag{20}$$

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor exterior se calcula:

$$h_s = (Nu_s k_s)/(D_t + 2r_t) \tag{21}$$

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

### 3-3-2 Calculo del área del intercambiador de calor

Antes de determinar el coeficiente de transferencia de calor total, se necesita calcular el logaritmo del diámetro medio de los tubos. [22]

$$D_{LM} = 2r_t / \ln [(D_t + 2r_t)/ D_t] \qquad (22)$$

Para el calculo del coeficiente global de transferencia de calor de la superficie del tubo, el coeficiente de incrustación, el coeficiente de transferencia de calor de la superficie de la cubierta y el coeficiente de incrustación, y la conductividad térmica del tubo

$$U = 1 / [(1/h_t) + \{(r_t D_t)/(k_p D_{LM})\} + D_t/[h_s(D_t + 2r_t)] +$$

$$+ h_{d,t} + (\{h_{d,s} D_t)/(D_t + 2r_t)\}] \qquad (23)$$

El último parámetro que se necesita para calcular el área del intercambiador de calor es la diferencia media de temperatura. Debido a que este tipo de intercambiador muestra un flujo contracorriente de un solo paso real, la diferencia media de temperatura es igual al cálculo del logaritmo de la diferencia media de temperatura

$$\Delta T\ln = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \qquad (24)$$

El área de la superficie de transferencia de calor es calculada como:

$$A = Q/(U\,\Delta T) \qquad (25)$$

Hasta aquí, se ha visto el cálculo de diferentes apartados que permiten el diseño ingenieril de estos intercambiadores de calor. En nuestro caso, tenemos cambios de fases en el condensador y en el interior de los tubos tenemos una mezcla liquido-vapor, esto hace necesario el siguiente análisis, ya que durante gran parte del proceso de condensación el fluido refrigerante usado (nitrógeno liquido) permanece a temperatura constante.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## 3.4 ANÁLISIS DE TRANSFERENCIAS DE CALOR

Partiendo de la figura 3-1 que representa al intercambiador helicoidal, realizando un balance de calor tenemos:

$$\dot{q} = \dot{M} Cp\,(T_1 - T_2) = \dot{m}\ cp\,(t_2 - t_1) = U A\ \Delta T \qquad (35)$$

En el caso de que tengamos un proceso de condensación, tenemos

$$\dot{q} = -\lambda\,(\frac{dm}{dt}) = U A\ \Delta T \qquad (36)$$

Asumamos que la velocidad de evaporación del nitrógeno liquido (dm/dt) ocurre como el resultado de la transformación de calor entre el nitrógeno hirviente a una temperatura de saturación Tb ( - 196° C, 1 atm.) y el gas que circula por la carcasa a una temperatura Tc.

Donde $\lambda$ es el calor latente de vaporización del nitrógeno liquido, u es el coeficiente Global de Transferencia de Calor (Tubos) y $\Delta T$ es la diferencia de temperatura media

$$\Delta T = (T_c - T_B) \qquad (37)$$

Para el valor de Tc se puede adoptar la misma solución que la de Awonorin [23], es decir Tc será la media de las diferentes temperaturas del fluido a lo largo del intercambiador.

Por otra parte, como dm/dt, A y $\Delta Tm$ se puede medir, esto nos permite calcular "U" (Coeficiente Global de Transferencia de Calor) ya que el flujo de calor especifico ( $\dot{q}$ /A ) puede ser obtenido

$$\dot{q}\ /A = U\ \Delta T \qquad (38)$$

y de aquí obtenemos

$$U = \frac{m\lambda}{\Delta T \cdot A} \qquad (39)$$

La ecuación anterior es la misma que la dada por Bonacina et al [24], la cual fue desarrollada a partir de un modelo de transferencia de calor propuesto en [25].

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Es importante destacar, que las propiedades termofisicas del nitrógeno líquido, $\lambda$ y $\rho l$ fueron evaluadas en el punto de ebullición (- 196° C) y que las del gas que circula por la carcasa a la temperatura film.

La ecuación (39) ha sido resuelta para diferentes configuraciones, pero debido a que la temperatura de ebullición del nitrógeno, la conducción del calor en el fluido puede causar supercalentamiento [26]. Esta es una condición no estable y pueden aparecer una combinación compleja de transferencia de calor por conducción, convección y evaporación.

Para el caso que nos ocupa del análisis de la transferencia de calor en intercambiadores, vamos a considerar las siguientes premisas [ 11];

- Flujo ideal de pistón en todas las corrientes.
- Capacidad calorífica constante de los fluidos.
- Perdidas despreciables en los alrededores.
- No existe conducción a lo largo del intercambiador en la dirección del flujo de fluidos.

Por ultimo, destacar que no se ha considerado el supercalentamiento que puede haber en los procesos de cambios de fases y que soluciones parecidas al FUA, por ejemplo *adsorcion-criogenia para la recuperación de VOC's* se dan en [28], y que un estudio de las perdidas en sistemas criogénicos ha sido dado recientemente por Boumaza y col. [29].

### 3-4-1 Consumo de nitrógeno líquido

Las características de operación de variados intercambiadores de calor es una función compleja de los flujos de gas y liquido, de la variación de la temperatura de los fluidos en el dispositivo, de la geometría del intercambiador y si tenemos un proceso de condensación, de la concentración de los gases no condensables, concentración del gas a la entrada y temperatura de rocío a la entrada. [30].

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

A medida que aumenta el flujo de gas no condensable y vapor condensable (VOC´s.) es necesario aumentar el caudal de nitrógeno líquido que atraviesa el condensador helicoidal con objeto de mantener unas prestaciones adecuadas del equipo y una alta eficiencia térmica.

Esto implica que el consumo de nitrógeno líquido aumenta al tiempo que el suministro de gas contaminante incrementa, porque un cierto caudal de gas (no condensable + VOC´s) necesita la extracción de una cierta cantidad de calor para producirse el proceso de condensación. Por lo que podemos adoptar una relación entre el caudal de nitrógeno suministrado por unidad de área y el Coeficiente de Global de Transferencia de Calor [24], así que m* viene en $Kg/m^2$ s

$$m^* = \frac{\dot{m}}{A} \tag{35}$$

y el Coeficiente Global de Transferencia de Calor podría venir dado por una función del tipo

$$U = X\,(m^*)^y \tag{36}$$

Esto nos permitirá obtener un valor promedio del Coeficiente Global de Transferencia de Calor en función del consumo de nitrógeno líquido inyectado en el condensador helicoidal.

## 3-5 PARAMETROS CARACTERÍSTICOS DEL CONDENSADOR

La corriente de vapor concentrado con el gas no condensable circula por la carcasa del intercambiador, a partir de aquí los VOC´s son condensados en el interior del dispositivo usando un refrigerante (nitrógeno líquido) que fluye a través de los tubos interiores del intercambiador [28], produciéndose la condensación en la parte inferior del condensador que es transferido a un matraz. Esta fracción condensada, basada en el número de Jacob [31] y la efectividad térmica, son los parámetros característicos que definen el funcionamiento optimo de los intercambiadores con cambio de fase.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

A continuación veremos cada uno de estos parámetros.

### 3.5.1 Fracción condensada

La fracción condensada es definida como la relación entre la masa de vapor (VOC´s) condensada y la masa total que entra en el condensador helicoidal.

$$F = \frac{M_E - M_S}{M_E} \tag{37}$$

Bajo condiciones ideales (cuando no existe caída de presión), la mezcla de gases se comporta como un gas ideal y la masa de gases no condensables permanece constante y el vapor a la salida está en equilibrio con el refrigerante usado [30], la fracción ideal condensada tiene el siguiente valor máximo:

$$F_{ID} = \left[ 1 + Y_{i,E} \frac{p_{C,S}(T_{R,E})}{p_{CE}(T_{DEW,E}) - P_{CS}(T_{R,E})} \right]^{-1} \tag{38}$$

Si la fracción molar de los gases no condensables, $Y_{i,}\dot{E}$ , es cero, se verifica que la fracción ideal condensada, $F_{ID}$, vale la unidad.

Si $Y_{i,}\dot{E}$ es grande como es nuestro caso, $F_{ID}$ puede dar mucho menos que la unidad, porque parte del vapor puede salir del intercambiador con los gases no condensables.

En la expresión (38), tenemos $P_{C,S}$ es la presión parcial del condensado a la salida y $P_{CE}$ es a la entrada. Mientras que $T_{RE}$ es la temperatura del refrigerante a la entrada y $T_{DEW}$,E es la temperatura del rocío a la entrada.

### 3-5-2 NÚMERO DE JAKOB

Este es un número adimensional que caracteriza la transferencia de calor durante el cambio de fase, e indica la cantidad de refrigerante necesario para condensar el vapor y enfriar el gas hasta unos limites ideales [32-33]. Usando los gradientes de temperaturas siguientes, $\Delta T_{CON}$ y $\Delta T_{CS}$.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Para una transferencia de masa el gradiente de temperatura de condensación efectiva viene dado por

$$\Delta T_{CON} = T_{DEW,E} - T_{R,E} \tag{39}$$

Para el calor sensible, el gradiente de temperatura de condensación viene dado por

$$\Delta T_{CS} = T_{g,E} - T_{R,E} \tag{40}$$

Donde $T_g$,E, es la temperatura de los gases a la entrada del condensador y $T_R$,E es la temperatura del refrigerante a la entrada, también.

Realizando un balance de calor bajo condiciones ideales, tenemos:

$$\dot{m}_R \; C_{p,R} \; (T_{DEW,E} - T_{RE}) = F_{ID} \; \dot{m}_{VOC,E} \bullet \lambda + \dot{m}_{g,E} \; C_{P,g} \; (T_{gE} - T_{RE}) \tag{41}$$

Asumiendo que el calor latente y las capacidades térmicas del refrigerante y de la mezcla global de gases permanece constante. Para el caso de un gas saturado ($T_{DEW} = T_{SAT}$) y en ausencia de gases no condensables, todo el vapor (VOC´s), teóricamente puede ser condensado,. Ordenando la ecuación (41) tenemos el número de Jacob (Condensación)

$$Ja_o = \frac{m^*_R \; C_{p,R} \, ( T_{SAT,E} - T_{R,E})}{S \cdot \lambda} \tag{42}$$

donde

$m^*_R$ = Refrigerante usado o flujo másico por unidad de área del Intercambiador.

S = Vapor utilizado (VOC´s) o flujo másico por unidad de área del intercambiador Kg/m$^2$, S.

El limite teórico de $Ja_o$ es uno y la cantidad mínima de refrigerante a utilizar puede ser calculada a partir de la ecuación (42), hay que tener en cuenta que los intercambiadores de calor reales necesitan mas flujo para poder operar, así que ellos trabajan a $Ja_o > 1$.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

### 3-5-3 Efectividad térmica

Este es un parámetro muy importante en el diseño de intercambiadores de calor, teniendo en cuenta que en el caso del proceso de condensación, tenemos transferencia de calor sensible y latente se definen dos eficiencias térmicas.

Si realizamos un balance de energías, tenemos

$$\dot{m}_R C_{p.R}(T_{RS} - T_{RE}) = F m_{VOC,E}\,\lambda + \dot{m}_g C_{p.g}(T_{gE} - T_{g.S}) \qquad (43)$$

a partir de aquí, podemos definir la eficiencia térmica de condensación

$\varepsilon_{COND}$ , como,

$$\varepsilon_{cond} = \frac{T_{R,S} - T_{RE}}{\Delta T_c} = \frac{T_{RS} - T_{RE}}{T_{DEW,E} - T_{RE}} \qquad (44)$$

En esta expresión se ha comparado la diferencia de temperatura observada en el refrigerante con el gradiente de temperatura de condensación efectiva.

Mientras que la eficiencia térmica del intercambiador de calor será

$\varepsilon_{CS}$ , definida por

$$\varepsilon_{cS} = \frac{T_{gE} - T_{qS}}{\Delta T_{cS}} = \frac{T_{gE} - T_{gS}}{T_{gE} - T_{RE}} \qquad (45)$$

Que nos indica la relación entre las diferencias de temperaturas observadas en la fase gaseosa con el gradiente de temperatura de enfriamiento de calor sensible.

La aplicación de las expresiones anteriores nos permitirán estudiar los parámetros característicos del condensador helicoidal usado en nuestra instalación.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

**Bbliografía**

[1] S. Scott, Haraburda 6;"Three-Phase Flow Consider Helical-Coil Heat Exchangers". Chemical Engineering.. pag. 149, july (1995).

[2] H. Hausen, "Heat Transfer in Counterflow, Parallel Flow and Crossfeow". McGraw-Hill. pág. 232 (1983).

[3] A. J. Chapman, "Transmisión de Calor". 3a Edición. Librería Editorial Bellisco, pág. 541. Madrid, (1984).

[4] R. Turton, D. Ferguson. y O. Levenspiel. "Chart for the Performance and Design of Heat Exchangers". Chem.Eng. Vol.18, pág. 81 (1986).

[5] R. A. Bowman., A.C. Muller. y W.N. Nagle, "Mean Temperature Difference in Design", Trans. ASME. Vol. 62, pág. 283 (1940).

[6] W. M. Kays, y A. L London. "Compact Heat Exchangers". The National Press, Palo Alto, CA. (1955).

[7] TEMA. Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 6th Ed-, Tubular Exchanger Manufacturers Association.. Inc. New York (1978).

[8] A. C. Mueller, "Handbook of Heat Transfer". Sect. 18, Edited By W. M. Rohsenow., and J. P. Hartnett., McGraw-Hill (1973).

[9] A. Hernández-Guerrero. y A. Macías- Machín. "How to Design Bayonet Heat-Exchangers". Chem. Eng., pág. 122, april (1991).

[10] A. Macias-Machín, - J. Cuellar, A. Estévez y E. Jaraíz. Filtration and Separation. Vol. 29. pág. 155 (1992).

[11] O. Levenspiel, "Engineering Flow and Heat", Plenum Press, New York, USA, (1984).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

[12] J.M. Rodríguez y A. Macías - Machín, Diseño de Intercambiadores de Calor Helicoidales, Ingeniería Química, Sept., pp 151 (1998)

[13] J. G. Weisend II, Handbook of Cryogenic Engineering, Chapter 9, pp 416, Taylor & Francis, Philadelphia, PA (1998).

[14] R.B. Fleming " A compact perforated plate Heat Exchanger" Adv. Cryog. Eng, vol 14, pp 197, (1969)

[15] G. Vouk, " A new type of compact Heat Exchanger with a High thermal Efficiency ", Adv. Cryog. Eng. vol 13, pp 582, (1968).

[16] H. Sixsmith, J. Valenzuela, and W.L. Swift, " Small Turbo- Braytou Cryocoolers, Avd. Cryog. Eng, vol. 33 pp 927, (1988).

[17] H. Izumi, S. Harada y K. Matsubara, " Development of Small size Claude Cycle Helium Refrigerator with microtube expander, Adv. Cryog. Eng. vol. 31 pp811, (1986).

[18] R. Perry and D. Green, Perry's Chemical Engineers handbook, 6 th Ed. McGraw Hill Inc, New York, (1984).

[19] F. Dittus and L. Boelter, UC – Berkeley Pub. Eng. vol. 2, pp 443, (1930).

[20] W. Frost, Heat transfer a low Temperature, Plenum Press, New York, USA, (1975)

[21] M. Taylor, NASA – TND – 4332, (1968).

[22] G. Bennett and J. Myers, Momentum, Heat and Mass Transfer, 3 Rd Ed. McGraw Hill, New York, (1982).

[23] S. O. Awonoriu, " An appraisal of the freezing Capabilities of Tunnel and Spiral Bet Freezers using Liquid Nitrogen Sprays" , Journal of Food Engineering, vol. 34, pp 179 (1997).

[24] G. Bonacina, G.Comini and S. Gindice Evaporation from cryogenic liquids sprayed on flat surfaces, Proc. 5 th International Heat Transfer Conference, Tokyo, vol B3-11, pp 130, (1974)

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

[25] K.J. Baumeister, T.D. Hamill y G.J. Schoessow, A generalized correlation of vaporization time of drops in film boiling on a flat plate. Proc. of 3 rd International Heat Transfer Conference, Chicago, vol. 4, pp 66, (1966).

[26] V. DRACH, N. SACK and J. Fricke, transient heat Transfer from surfaces of defined roughnees into liquid nitrogen, Int. J. Heat Mass Transfer, vol 39 (9) pp 1953, (1996).

[27] V. Drach and J. Fricke, "Transient heat Transfer from smoth surfaces into liquid nitrogen, Cryogenics, vol 36, pp 263, (1996).

[28] M. Lendgooei, K. R. Carmichael, T. W. Kelly, M.J. Rood y S. M. Larson, Activated carbon cloth adsorption- cryogenic system to recover volatile organic compounds, Gas Sep. Purif. Vol 10 (2), pp 123, (1996).

[29] D. Boukeffa, M. Boumaza, M. X. Francois y S. Pellerin, Experimental and numerical Analysis of Heat losses in a liquid nitrogen cryostat, App. Thermal Eng., vol 21, pp. 967 (2001).

[30] M.C. De Andres, E. Hoo and F. Zagrando "Performance of Direct-contact Heat and Mass Exchanger with Steam-Gas Mixtures at Subatmospheric Pressures", Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 39 (5), pp. 965, (1996).

[31] A. F. Mills, "Transferencia de Calor" Irwins (eds), capitulo 3, Mejico, (1995)

[32] D. Bharathan, B.K. Parson and J.A. Althof "Direct Contact Condensers of Open Cycle OTEC Aplications: Model Validations with Fresh-Water Experiments for Structure Packings", SERI/TR-252-3108 Solar Energy Research Institute, Golden, CO, (1988).

[33] F. Zangrando, D. Bharathan, H.J. Green, H.F. Link, B.K. Parson, J.H. Parson, A.A. Pesaran y C.B. Panchar, "Results of Scoping Test for Open Cycle OTEC Components Operating with Seawater", SERI/TP-253-3561, Solar Energy Research Institute, Golden, CO, (1990).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# CAPÍTULO IV

# GENERACIÓN DE PARTÍCULAS

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# GENERACIÓN DE PARTÍCULAS

## 4.1 INTRODUCCION GENERAL

Existen diferentes equipos de filtración como: filtros granulares de lechos fijos [1], filtros de manga [2], filtros granulares de lechos móviles [3], scrubbers [4], filtros cerámicos [5], filtros metálicos [6], filtros profundos, diseñados para la eliminación de partículas del aerosol. Por lo tanto, existe la necesidad de caracterizar y optimizar equipos de generación de aerosoles, en donde deben ser conocidas la distribución de tamaño de las partículas y la concentración en la corriente gaseosa, para determinar las características de los diferentes equipos de filtración.

Entre los generadores artificiales de partículas más usados en laboratorios para el estudio de nuevos filtros de contaminantes, se encuentran los lechos fluidizados en los que la distribución de tamaño se puede caracterizar mejor que otros generadores en donde las partículas son generadas por la erosión de un paquete de partículas comprimidas.

Dentro de los diferentes generadores de lecho fluidizado se pueden dividir en lecho con alimentación continua (figuras 4.1-4.2), utilizados en la optimización de filtros en donde se necesitan tiempos de operación largos, y lechos sin alimentación (figuras 4.3) para lechos de tiempos de operación cortos.

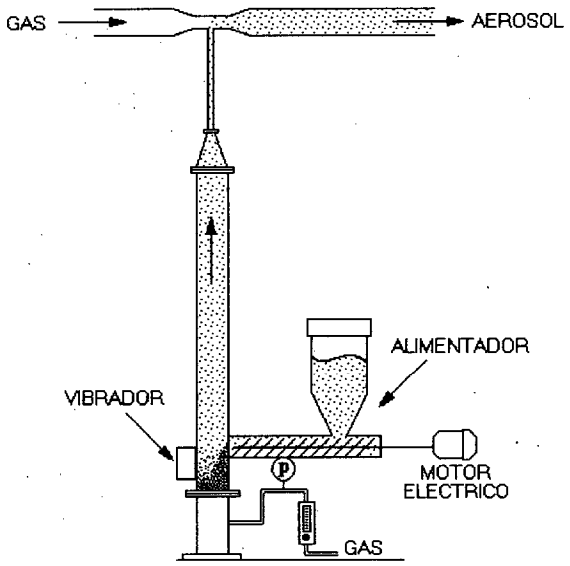



Figura 4.1: Generador de partículas de lecho fluidizado alimentado mecánicamente [7]

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En la figura 4.1 se puede observar un generador de lecho fluidizado con alimentación mecánica asistido por vibración y con succión, a través de una corriente de gas auxiliar, óptimo para generar aerosoles de gran concentración de partículas y pequeños tiempos de operación, caracterizado por Hristov [7] para diferentes velocidades superficiales del gas y diferentes grados de partículas cargadas.

En la figura 4.2 se observa un equipo de generación de partículas de lecho fluidizado asistido por vibración con neutralizador, para eliminar las cargas electroestáticas de las partículas elutriadas, y con alimentación neumática. Este tipo de generadores han sido utilizados en la caracterización de filtros, en los que los tiempos de operación son largos, y las concentraciones bajas, como los usados con algunos filtros magnéticos.

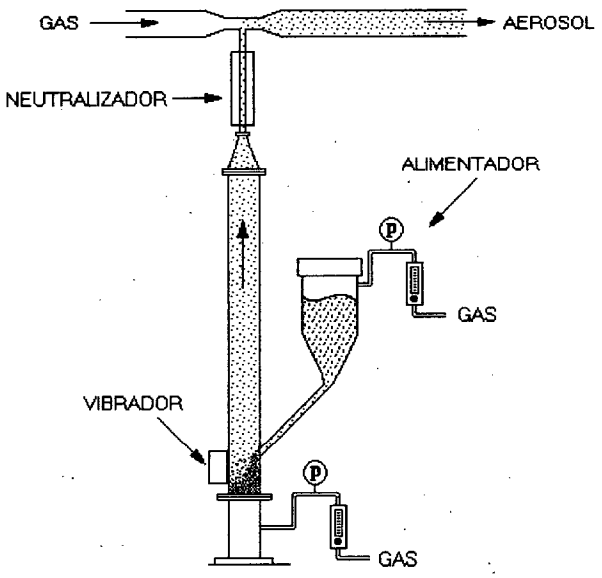



Figura 4.2: Generador de partículas de lecho fluidizado alimentado neumáticamente

Por otro lado, en la figura 4.3 se puede observar esquemáticamente un generador de partículas no alimentado acoplado a una cámara de mezcla. Estos generadores no alimentados son utilizados cuando los tiempos de operación necesarios son cortos y al acoplárseles la cámara de mezcla de baja eficiencia se consiguen concentraciones estables con el tiempo de operación [8-9].

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

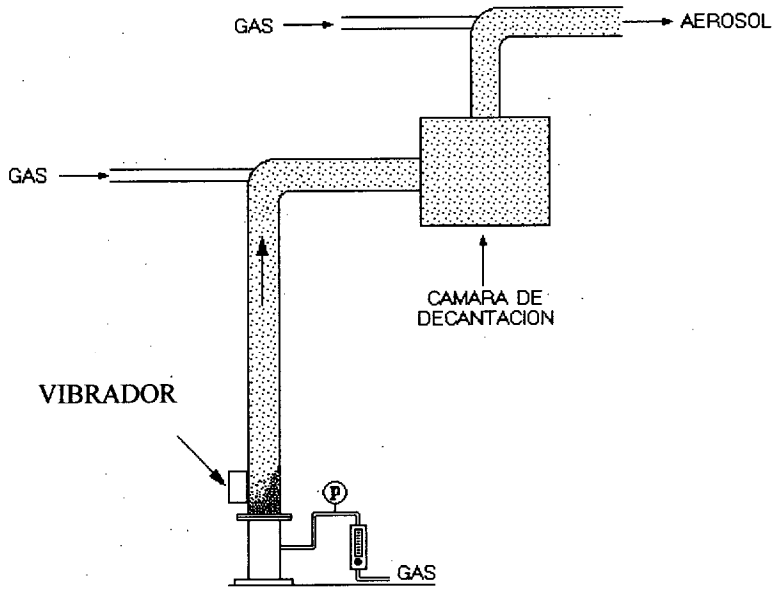



Figura 4.3: Generador de partículas de lecho fluidizado con cámara de mezcla [8-9]

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

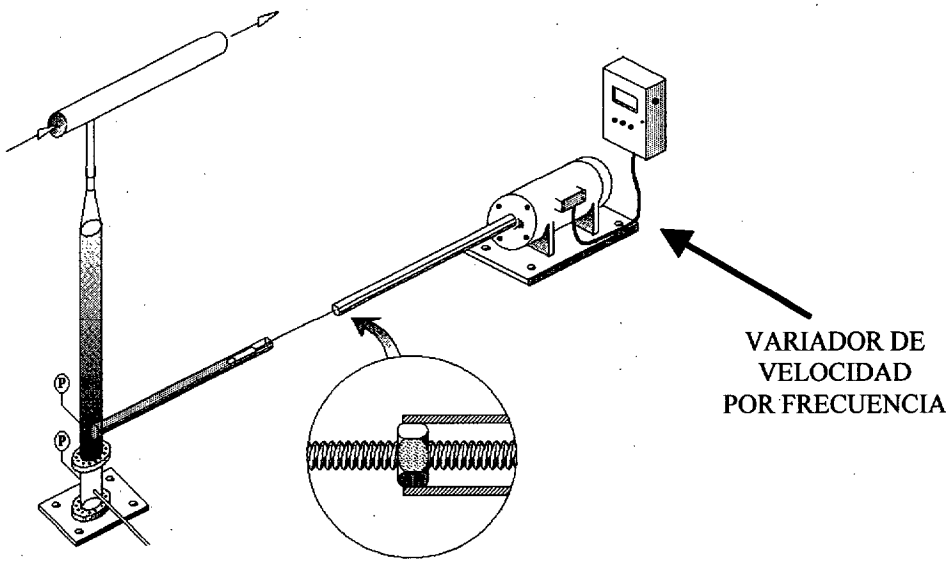



Figura 4-4 Lecho Fluidizado con alimentador constante
y a régimen variable [10]

En la figura 4-4 se representa un Lecho nuevo diseño de lecho fluidizado, que tiene por novedad el que su régimen de alimentación puede ser variable en cantidad de particulas suministrada, según requiera el ensayo, y una gran constancia en el suministro.

A la vista de los diferentes equipos de generación de partículas de lecho fluidizado, el primer paso en el comportamiento de dichos lechos es la caracterización y modelización de los diferentes procesos que ocurren en el lecho fluidizado.

Por otra parte, sean los generadores de lecho fluidizado alimentados o no, existen diferentes formas de fluidizar las partículas que formarán parte del aerosol, las más usuales son: la de fluidizar las partículas finas con otras más gruesas que formarán el material base del lecho y que gobernarán las características fluidodinámicas del lecho ya que, en el caso de que se fluidice una mezcla en la que las partículas más finas dominan, darían lugar a unas características fluidodinámicas no deseables [11]. La otra forma es la vibrofluidización en la que las características fluidodinámicas de la mezcla mejoran por la acción de la vibración, permitiendo fluidizar bien partículas finas, que no serían fluidizables sin vibración. La acción de la vibración no sólo mejora las características de fluidización de las mezclas, sino que reduce la deposición de las partículas en las paredes del lecho, evitando que a lo largo del tiempo de fluidización se desprenda la capa de partículas adheridas y varíe la concentración de las partículas elutriadas.

Por consiguiente, tenemos que identificar los diferentes procesos que ocurren en el lecho fluidizado y que afectan a la generación de partículas como son los procesos de aglomeración, atricción, elutriación y segregación.

En un lecho fluidizado nos encontramos diferentes procesos competitivos. Las partículas debido al proceso de aglomeración se adhieren a grandes partículas o forman aglomeraciones de partículas ünas debido a la acción de diferentes fuerzas interparticulares: fuerzas de Van der Waals, electroestáticas, tensión superficial de la pelicula de liquido, etc... Aunque, de forma general, para condiciones de baja humedad y para aire la que domina fundamentalmente es la de Van der Waals.

El proceso de atricción es el que domina en la separación entre las partículas aglomeradas o en la ruptura de las partículas. Que el proceso de atricción sea el que produzca la ruptura entre las uniones de partículas o el redondeamiento por la erosión entre las partículas (abrasión) o sea el proceso por el cual las partículas se rompen en fragmentos produciéndose una rápida desaparición de las partículas originales (fragmentación) depende fundamentalmente de las fuerzas hidrodinámicas en el lecho para materiales no reactivos y bajo condiciones isotérmicas [12].

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

El proceso de elutriación controla la separación de las partículas finas por la acción de una corriente gaseosa a través de un lecho, compuesto por un espectro de tamaños de partículas. Las partículas son elutriadas inicialmente por diferentes mecanismos [13] desde diferentes zonas de las burbujas por la erupción de éstas en la superficie del lecho.

Por lo tanto, queda clara la necesidad de modelizar los diferentes procesos que ocurren en lechos fluidizados para predecir las concentraciones y las distribuciones de tamaño de las partículas elutriadas.

En la generación de partículas en lechos fluidizados, nos encontramos con el problema de estimar la distribución de tamaño y la concentración de las partículas elutriadas, teniendo en cuenta al proceso de atricción, el cual es culpable de la separación de las partículas finas del material base, partículas finas que se encuentran en el lecho como: partículas finas libres, adheridas a grandes partículas o formando aglomeraciones.

El proceso de elutriación está gobernado por la erupción de las burbujas en la superficie del lecho. Existen diferentes modelos que tratan de predecir la evolución de las burbujas a través del lecho, que están bastante restringidos cuando se produce interacción entre las burbujas al ascender en el lecho.

## 4.2 GENERACIÓN DE PARTÍCULAS POR MEDIO DE LECHOS FLUIDIZADOS.

Las partículas de aerosol pueden ser capturadas por diferentes métodos, siendo varios los tipos de filtros y scrubberes que se utilizan en la industria para capturar los sólidos partículados del aire atmosférico u otros gases. A nivel de planta piloto o laboratorio, es necesario optimizar, investigar y modelizar con estos tipos de filtros , por lo que se hace necesario el suministro de un aerosol con una determinada distribución de tamaño de partículas, para poder estudiar las características técnicas de estos dispositivos.

El método más sencillo de obtener un aerosol para uso industrial o de laboratorio es dispersar neumáticamente las partículas a utilizar. En nuestro caso usaremos un generador de partículas de lecho fluidizado, que se utilizan como alternativa a los alimentadores mecánicos de sólidos [14]. Estos generadores de lecho fluidizados pueden producir diferentes tipos de aerosoles con concentraciones de partículas similares a la encontradas en los gases de los procesos industriales.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En nuestro caso se ha construido un generador de aerosol de lecho fluidizado basándonos en los estudios de Macias Machín y col. [8-9], ya que necesitamos una concentración y una distribución uniforme de partículas para poder investigar el proceso de separación de partículas en un Filtro por Ultracongelación Atomizada, (FUA).

Sin embargo, es dificil cumplir los requisitos anteriores, especialmente cuando una pequeña cantidad de partículas del orden de unos pocos gramos por hora ha de ser proporcionada al proceso de filtración. Debido a esto, al generador de aerosol de lecho fluidizado se le ha acoplado un alimentador mecánico, con objeto de obtener una concentración y distribución uniforme de partículas.

A continuación , estudiaremos el fenómeno de la elutriación de las partículas de aerosol y su medición. No entraremos en detalles sobre los mecanismos de elutriación, debido a la gran controversia que existe sobre la generación de partículas en un lecho fluidizado burbujeante, señalando que influyen diversas variables, como la geometría del lecho fluidizado, la velocidad de fluidización, el tipo de partículas o si la elutriación es producida por las burbujas de aire, que ascienden por lecho y transportan las partículas más finas, o si es debido a la velocidad de fluidización del lecho por lo que estas particulas finas son elutriadas, al tener una velocidad terminal mayor. [15]

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## 4.3 MODELO DE ELUTRIACIÓN Y ATRICIÓN DE PARTÍCULAS EN LECHOS FLUIDIZADOS.

En un lecho fluidizado, con una amplia distribución de tamaño de partículas, muchas veces la velocidad de fluidización del gas excede la velocidad terminal de las partículas más pequeñas. Esto da lugar al fenómeno de la elutriación, donde las partículas más finas salen despedidas fuera del lecho, donde permanecen fluidizadas el resto de la mezcla de partículas. Este fenómeno se caracteriza por la constante de elutriación.

Sobre la base de las premisas del apartado anterior y de que las partículas tipo C - Geldart añadidas a las partículas tipo A - Geldart se adhieren unas a otras formando aglomerados o se adhieren a las partículas mayores que tengamos en el lecho fluidizado [16], Liu y Kimura [17] han propuesto el siguiente modelo de elutriación y atrición cuando tenemos una mezcla de partículas finas con partículas mayores.

El modelo se basa en las siguientes premisas .

- Las partículas finas en el lecho están en una de las tres formas siguientes:

  a) Partículas finas elutriables que se mueven libremente.
  b) Partículas finas aglomeradas que tienen un tamaño fluidizable.
  c) Partículas finas adheridas a las partículas de mayor tamaño.

- Las partículas finas elutriadas son generadas por atrición de forma continua y estacionaria a partir de los aglomerados y de las partículas finas adheridas a las partículas de tamaño mayor.

* La atrición de las partículas mayores es despreciable en comparación con las de los aglomerados y la de las partículas finas adheridas a las de tamaño mayor.

- Si el lecho fluidizado opera a una velocidad mayor que la de la mínima fluidización de las partículas mayores, la cual es mucho mayor que la de las partículas finas, la separación de partículas por tamaños no es importante, y las partículas finas elutriadas pueden ser tratadas de forma global, como si se tratara de un amplio rango de tamaño de partícula.
-

Las ecuaciones que representan el modelo son :

$$\frac{dW}{dt} = -\frac{dW_e}{dt} + R_a$$

donde W es la masa acumulada de partículas finas que salen del lecho , $W_e$ es la masa de partículas finas elutriables que permanecen en el lecho y $R_a$ es la velocidad global de atrición considerando los finos adheridos a las partículas mayores y los finos que se han aglomerado . Debido a que la altura del lecho no cambia apreciablemente con la elutriación de los finos, la velocidad de atrición puede ser considerada como una constante. Por tanto, la elutriación se puede escribir de la siguiente forma:

$$-\frac{dW_e}{dt} = K_e A_t \left(\frac{W_e}{W_{e,o}}\right) - R_a$$

donde $K_e$ es la constante de elutriación . Se observa en la ecuación (2), que la masa inicial de partículas finas elutriables es We,o

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Integrando las ecuaciones (1) y (2) con W= o y We = We,o a t = o , tenemos

$$W = (W_{e,o} - \frac{R_a}{K_e^*})(1 - e^{-K_e^* t}) + R_a t \qquad (3)$$

**donde:**

$$K_e^* = \frac{K_e A_t}{W_{e,o}} \qquad (4)$$

la ecuación (3) es de la misma forma que la obtenida en [18] pero es diferente en la definición del parámetro Ke*. Cuando t >>>1 la ecuación (3) se aproxima a una ecuación asintotica que es lineal con el tiempo.

En la ecuación anterior, si la representamos gráficamente, se verifica que la pendiente de la recta es velocidad de atrición Ra, y si extrapolamos para t = o, la masa acumulada da las partículas elutriadas nos dará una cantidad del tipo ( Weo - Ra / Ke*) . Esta misma cantidad ha sido evaluada por Levenspiel [18] como una intersección al representar los datos experimentales de la masa acumulada elutriada frente al tiempo de experimentación. (Fig 4-1 ).

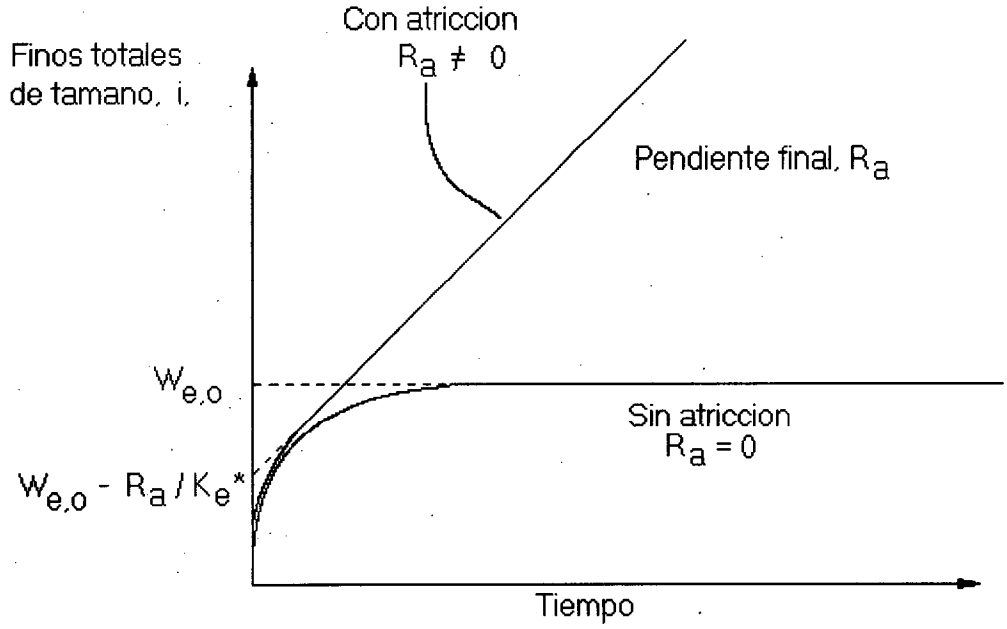



Figura 4-1 : Gráfica de separación de partículas finas de un lecho.[18].

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Por otra parte, si operamos con la ecuación (3), obtendremos la siguiente expresión,

$$\ln[1-\frac{W-R_a t}{W_{e.o}-\frac{R_a}{K_e^*}}]=-K_e^* t \qquad (5)$$

Si hacemos una representación semi-logarítmica de la parte izquierda de la expresión anterior frente al tiempo para diferentes valores de " W " y " t " ,y como Ra y (Weo - Ra /Ke*) son conocidos, obtendremos una linea recta donde la pendiente de esa recta será la constante de elutriación Ke*.

En la parte experimental, se podrá observar la validación de este método en base a los datos experimentales obtenidos en nuestra instalación de generación de partículas, verificándose que la constante de elutriación y la velocidad de atrición varían con la velocidad de fluidización.

Recientemente, Macias-Machín y col. [15], ha mejorado los modelos anteriores, calculando lasa constantes de Elutrición y Atrición para variadas partícula y con diferentes grados de mezclas, observando que paara velocidades bajaas de fluidización, el proceso de elutriación puede verse afectado por las fuerzas interparticulares de adhesión.

Con objeto, de poder obtener concentraciones constantes de partículas y proceder a su medición es necesario calcular la masa de partículas elutriadas por el lecho fluidizado. Por lo que, nos basaremos en las normas EPA [19] y ANSI [20] para el calculo y medida de la masa de aerosol generada, que nos permitirá optimizar, validar y diseñar variados tipos de filtros, en nuestro caso el Filtro por Ultracongelación Atomizada, (FUA).

## 4.4 FLUJO DE MASA DE UN AEROSOL EN UNA TOMA DE MUESTRAS

En la siguiente figura aparece representada una sonda de toma de muestras por la que se considera que circula una nube de partículas con una densidad $\rho_o$ y una velocidad $U_{po}$ . Esta nube de partículas es transportada por un gas de densidad $\rho_o$ y velocidad superficial $U_o$ en el exterior de la

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

sonda, siendo u y ρ , la velocidad y densidad del aerosol de muestreo en el interior de la sonda de sección A.

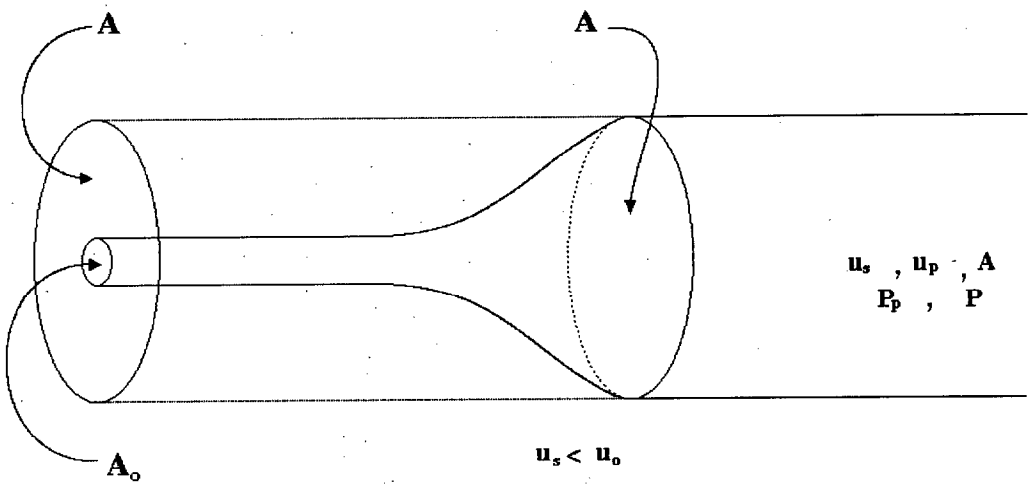



Figura: 4-2 Sonda de toma de muestras

Según lo anterior la masa entrante en un intervalo de tiempo $\lambda t$ , siendo $u < u_o$ será:

$$m_p = \rho_{po}\ U_{po}\ S'\ \Delta t + \propto\ \rho_{po}\ U_{po}\ (A - S')\ \Delta t \qquad (6)$$

siendo la fracción de partículas que están en la sección (A-S′) y que logran pasar al interior de la sonda. Entonces la masa total de partículas, $m_p$, que entra a la sonda será:

$$m_p = \rho_p\ U_p\ A\ \Delta t = \rho_{po}\ U_{po}\ S'\ \Delta t + \propto\ \rho_{po}\ U_{po}\ (A - S')\ \Delta t \qquad (7)$$

pero además se cumplirá que:

$$\rho_{po}\ U_o\ S' = \rho\ A\ U \qquad (8)$$

y reordenando:

$$\frac{S'}{A} = \frac{\rho U}{\rho_0 U_0} \qquad (9)$$

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

A continuación operando quedará:

$$\frac{\rho_p U_p}{\rho_{p0} U_{p0}} = \frac{\rho U}{\rho_0 U_0} + \alpha \left[ 1 - \frac{\rho U}{\rho_0 U_0} \right] \qquad (10)$$

Y si el fluido es incomprensible, se cumplirá que p = po , por lo tanto

$$\frac{\rho_p U_p}{\rho_{p0} U_{p0}} = \frac{U}{U_0} + \alpha \left[ 1 - \frac{U}{U_0} \right] \qquad (11)$$

Por último , para condiciones isocinéticas quedará:

$$\frac{\rho_p U_p}{\rho_{p0} U_{p0}} = 1 \qquad (12)$$

De esta forma se comprueba que una muestra representativa del flujo de masa de partículas se obtiene cuando la muestra se extrae en condiciones isocinéticas, o bien, cuando las partículas son lo suficientemente grandes para que su trayectoria no varíe debido a su inercia, cuando cambie la dirección del gas que la transporta .

## 4.5 DENSIDAD DE LAS PARTÍCULAS DEL AEROSOL EN LA SONDA

Considerando ahora que mp es la masa de partículas contenidas en un volumen V de aerosol, la densidad de éste vendrá dada por la siguiente ecuación :

$$\rho_p = \frac{m_p}{V} \qquad (13)$$

En la anterior ecuación , V, representa el volumen total dado por la suma del volumen de partículas y el volumen de gas :

$$V = V_p + V_g \qquad (14)$$

Teniendo en cuenta lo anterior tenemos:

donde ρp es la densidad de una partícula. Sustituyendo ahora Vp y resolviendo para ρp, resulta :

Y considerando que el volumen de gas se expresa como :

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

$$Vg = U.A.\ t \tag{15}$$

Sustituyendo (2), (4) y (12) en la expresión (11) resulta finalmente que:

$$\frac{\rho_p}{\rho_{p0}} = \frac{\dfrac{\rho U_{p0}}{\rho_0 U_0} + \alpha \dfrac{U_{p0}}{U}\left(1 - \dfrac{\rho U}{\rho_0 U_0}\right)}{1 + \dfrac{\rho_{p0}}{\rho_p}\left(\dfrac{\rho U_{p0}}{\rho_0 U_0} + \alpha \dfrac{U_{p0}}{U}\left(1 - \dfrac{\rho U}{\rho_0 U_0}\right)\right)} \tag{16}$$

Y en el caso de ser una suspensión incompresible y diluida se cumplen las siguiente condiciones:

$$\rho = \rho_0 \qquad \frac{\rho_p}{\rho_p} <<< 1 \tag{17}$$

Entonces para el caso de suspensión incomprensible y diluida la expresión anterior se reduce a:

$$\frac{\rho_p}{\rho_{p0}} = \left[\frac{u_{p0}}{U_0} + \alpha \frac{U_{p0}}{U}\left(1 - \frac{U}{U_0}\right)\right] \tag{18}$$

Y en el caso de darse condiciones de isocinétismo , U = Uo:

$$\frac{\rho_p}{\rho_{p0}} = \frac{U_{p0}}{U_0} \tag{19}$$

Por lo que finalmente concluimos diciendo que la densidad no se puede determinar sólo con condiciones de isocinetismo, habrá que incluir la condición de que no se dé deslizamiento entre gas y partícula, es decir, $U_{po} = U_o$, con lo cual:

$$\frac{\rho_p}{\rho_{p0}} = 1 \tag{20}$$

Expresión que indica que la densidad de partículas dentro y fuera de la sonda es la misma.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## 4.6 MUESTREADOR ISOCINÉTICO. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Considerando que la relación de volúmenes específicos ( $V_1$ / $V_2$ ) del gas que fluye por las conducciones de la instalación, es inferior a 1.2 en cualquier caso, para la toma de datos experimentales realizada, concluimos que trabajamos con un fluido incomprensible.

Si además consideramos que el gasto másico ($\dot{m}_T$) de gas es constante e igual a la suma de los aportados por los procesos de generación de aerosol y generación de aire caliente tenemos que,

$$\dot{m}_T = \dot{m}_1 + \dot{m}_2 \tag{21}$$

pudiendo además ser definido como el producto de la densidad del gas y su caudal:

$$\dot{m}_T = \rho Q_T \tag{22}$$

Por otro lado, las presiones desarrolladas durante el proceso de operación no son excesivas, siendo inferiores a 5 atmósferas, aceptándose para los cálculos que el gas es ideal, de tal forma que el caudal normalizado se podrá obtener a partir de la ecuación de los gases ideales:

$$\frac{P_N Q_{CNT}}{T_N} = \frac{P Q_T}{T} \tag{23}$$

Con el fin de determinar el caudal de gas utilizaremos un totalizador (contador de gas ) y tendremos en cuenta la proporción de vapor de agua presente en el gas . Conociendo el peso molecular de la mezcla , podremos determinar la velocidad del fluido en el punto de medida , Uo , que estará además en unas condiciones de temperatura y presión , Ts y Ps.

Por otro lado, las condiciones para el conjunto, de totalizador y rotámetro serán otras, $T_{TR}$ y $P_{TR}$ , de tal forma que de acuerdo con las expresiones anteriores:

$$Q_m = Q_{CN} \frac{T_{TR}}{T_S} \frac{P_S}{P_{TR}} A \tag{24}$$

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

donde $Q_m$ es el caudal medido en el totalizador y $Q_{CN}$ el caudal normalizado, calculado según la expresión:

$$Q_{CN} = U \frac{T_N}{T_S} \frac{P_S}{P_N} A \tag{25}$$

donde , U es la velocidad del gas en la sonda y , A , la sección de la misma por lo que:

$$Q_T = U_0 \ S \tag{26}$$

Siendo Uo la velocidad del gas en la conducción y S la sección transversal, de esta forma haciendo U= Uo , el volumen captado por la sonda durante el tiempo de muestreo será el que corresponde a una muestra isocinética si utilizamos la expresión anterior:

$$U_0 = U = Q_{CN} \frac{T_S}{T_N} \frac{P_N}{P_S} \frac{1}{A} \tag{27}$$

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## 4.8 COMPROBACIÓN DEL ISOCINETISMO. DETERMINACIÓN DEL FLUJO DE PARTÍCULAS CAPTADO POR UNA SONDA ISOCINÉTICA.

Con el fin de comprobar el buen funcionamiento en la captura de partículas de las tomas de muestra, es decir, que lo obtenido en éstas es representativo de la cantidad de partículas que pasan por la conducción principal , basta con modificar la instalación en su parte final poniendo un filtro absoluto en un tramo de tubería descendente añadido a la conducción principal y del mismo diámetro , tal y como se muestra en la figura:

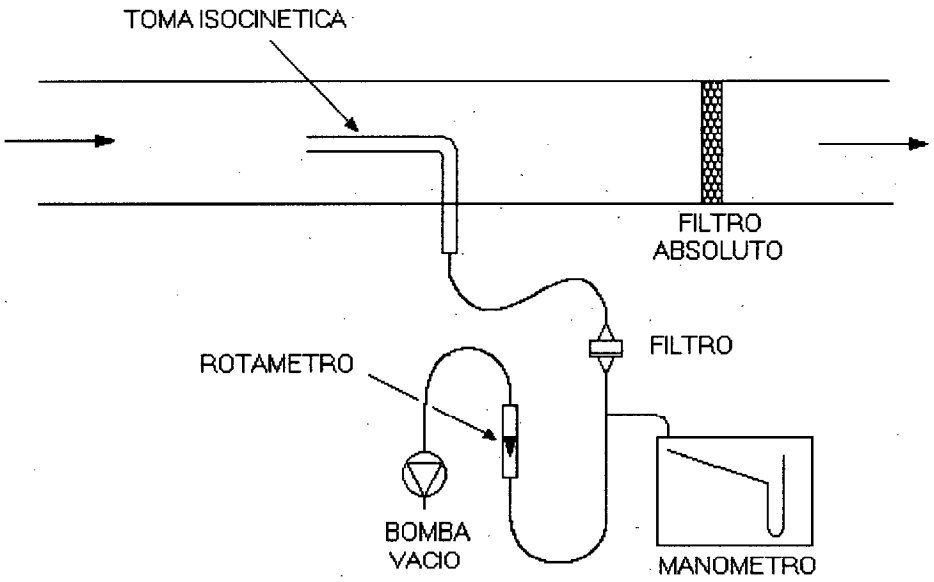



Figura 4-3: Sistema para comprobar la representatividad de las muestras tomadas.

El método de operación consistirá en obtener una muestra de las partículas recolectadas en el filtro de la toma de muestra y compararla con la cantidad de partículas que queda depositada en el filtro absoluto, ambas colocadas en la instalación tal y como se muestra en la figura .

En la determinación del flujo de partículas captado por la toma isocinética se considera el sistema de muestreo mostrado en la figura:

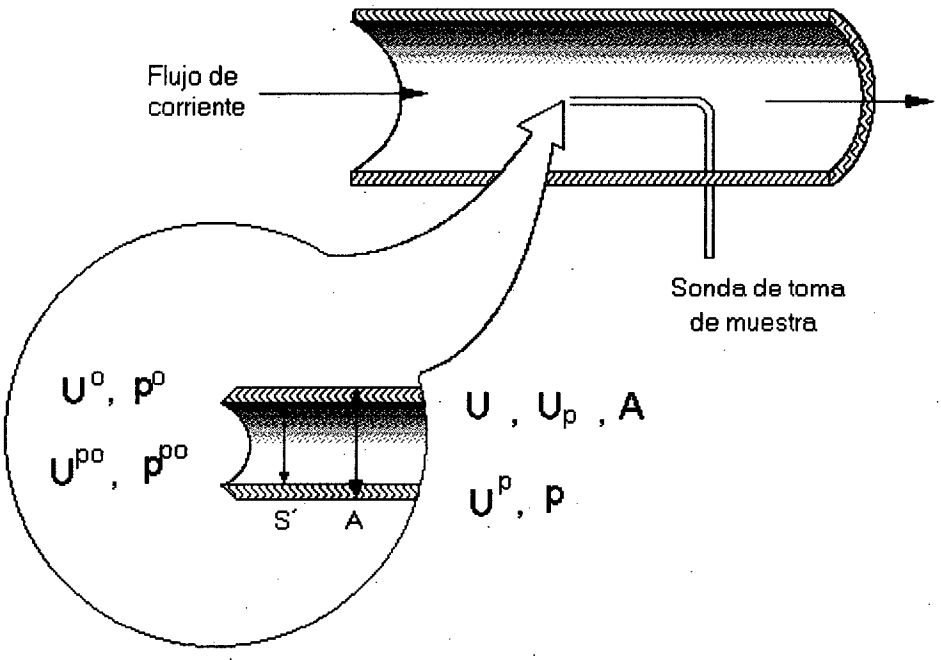



Figura 4-4 : Sistema de muestreo.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Si se tienen las mismas condiciones en el exterior e interior de la toma de muestras , las características de las partículas y del aire en el interior y exterior de dicha toma de muestras serán iguales.

La masa de partículas que entra en el tubo de muestreo por la sección A en un tiempo $\Delta t$ en condiciones isocinéticas , estará dada por:

$$m_p = \rho_{p0}\ U_{p0}\ A\ \Delta t \tag{28}$$

Por otro lado, la masa que pasa en el mismo intervalo de tiempo por la conducción principal será:

$$M = \rho_{p0}\ U_{p0}\ S\ \Delta t \tag{29}$$

donde S es la sección del conducto.

En las expresiones anteriores se ha considerado la igualdad de las velocidades máxima y media del fluido , es decir estaremos trabajando con un perfil plano de velocidades.

Según lo anterior el flujo de partículas que pasa por la sonda en relación al total será:

$$B = \frac{\rho_{p0} U_{p0} A}{\rho_{p0} U_{p0} S}\ 100 = \frac{A}{S}\ 100 \tag{30}$$

y la masa. de partículas , M , que pasará por la conducción principal en relación a la masa que pasa por sonda , mP , vendrá dada por:

$$M = \frac{1}{B\ 10^{-2}}\ m_p \tag{31}$$

es decir, la relación de masas es igual a la relación de secciones:

$$\frac{M}{m_p} = \frac{S}{A} \tag{32}$$

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

BIBLIOGRAFÍA

[1] C. Tien "Granular Filtration of Aerosol and Hydrosol", Butterworth Pub, Stoneham, MA. USA, (1989).

[2] G. H. Bacon, Ro Li, K.J. Liang, Control Particulate and Metal HAPs. Chem. Eng. Progress Vol. December, pp 59, (1997)

[3] T.Tsubaki and C. Tien, Gas Filtration in Granular Moving Beds: An experimental study Can. 1. of Chem. Eng., Vol. 66, pp. 271, (1988)

[4] S. Calvert "Venturi and other Atomizing Scrubber", AICHE J., Vol. 16, pp. 312, (1970)

[5] D. F. Ciliberti and T.E. Cippert "Ceramic Crossflow Filter for Hot Gas Cleaning", I. Chem. Symp. Ser. Vol. 99, pp. 193, (1986).

[6] C. Dickenson, "Filter and Filtration Handbook", Elsevier Adv. Tech. (ed) Oxford, UK, (1992)

[7] J. Hristov, Fluidized Bed Aerosol Generators for Laboratory Testing of Gas Cleaning Equipment Proc. European Meeting of Chemical Industry and Environment, Vol.3, pp. 87, Gerona, Spain (1993)

[8] V. Henriquez, A. Lozano, D. Santana y A. Macias Machín, Generation of Particles using a fluidized Bed Aerosol, 5 the World Congress of Chemical Engineering, Vol. 6, pp. 104, San Diego, USA, (1996).

[9] V. Henriquez, A. Lozano, D. Santana y A. Macias Machín, Particles generation using a Fluidized Bed, 7th World Filtration Congress, Vol. II, pp. 728. Budapest Hungria, (1996).

[10] A. Macias Machín, J. Umbría, M. Socorro, y E. Moro, Generador de Partículas de Lecho Fluidizado con Alimentación Mecánica, Patente Española (solicitada), (2002).

[11] D. Geldart, N. Harnby y A.C. Wong, Fluidization of Cohesive Powders, Powder Tech, Vol. 37 pp. 25, (1984),

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

[12] P.A. Shamlou, Z. Lin, J.G. Yates, Hydrodynamic Influences on Particle breakaje in Fluidized Beds, Chem. Eng. Science, Vol. 45 (4), pp 809 (1990).

[13] N. P. Cheremisinoff, "Review of Experimental Methods for Studying the hidridynamics of Gas-Solid Fluidized Beds, Ind. Eng. Chem. Proc. Res. Dev. , Vol. 25, pp. 329 (1986).

[14] J.C. Guichard, "Fine Particles", Academic Press, New York, USA, (1976).

[15] D. Santana, J.M. Rodriguez y A. Macias Machín, "Modelling Fluidized Bed Elutriation of Fine Particles" Powder Tech., Vol. 106, pp. 110, (1999).

[16] D. Kurnii y O. Levenspiel, Fluidization Engineering Buttenworth-Heineman, Stoneham, MA, USA. (1991)

[17] Y. D. Lin y S. Kimura, Powdeer Tech.., Vol. 75, pp.189, (1993).

[18] O. Levenspiel, Chemical Reactor Omnibook, OSU Book Stors, Cervallis, OR, USA. (1989).

[19] Normas E.P.A. Stationay Source Samplig Methods, Methods (5,1-A) 18 August, (1977).

[20] NORMAS ANSI, American Society of Mechanical Engineers, (eds) New York, (1980).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# CAPÍTULO V

# GENERACIÓN DE VOC´s

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# 5 GENERACIÓN DE VOC,s

## 5-1 INTRODUCCIÓN

La emisión y control de compuestos orgánicos volátiles (VOC´s) de diferentes procesos industriales tales como tanques de residuos, petroquímicas, depuración de aguas residuales, industrias de la pintura etc. es un problema a medio y largo plazo, no solo por sus efectos sobre el medio ambiente, sino también para la salud.

Actualmente existe, variados métodos para el control de las emisiones de VOC´s. Las técnicas convencionales de control son la incineración, carbón adsorción, absorción, tratamientos biológicos, biofiltración y condensación. [1]

En nuestro caso, vamos a utilizar la operación Básica de la Ingeniería Química (condensación) para la recuperación de estos compuestos Orgánicos volátiles, VOC´s. La condensación es una técnica de separación en la cual uno ó más compuestos volátiles de una mezcla gaseosa son separados de esta corriente mediante un cambio de fase, en nuestro caso hemos utilizado las bajas temperaturas, para la recuperación de estos.

Debido a que tratamos de recuperar los compuestos orgánicos volátiles, VOC´s, utilizando un Filtro por Ultracongelación Atomizada, FUA, con diversas instalaciones auxiliares. Debemos en principio generar los compuestos orgánicos volátiles, VOC´s, para luego pasar al proceso de pre-enfriamiento y condensación donde serán recuperados. [2]

## 5-2 GENERADOR DE COMPUESTOS ORGANICOS VOLATILES, VOC´S

El generador usado es una columna de burbujas, es un dispositivo en el cual una corriente de gas en forma de pequeñas burbujas es introducida en un liquido. En nuestro caso, al ser el diámetro de la columna pequeño, hemos utilizado como burbujeador un simple tubo abierto, de forma que el gas se pone en contacto con el liquido.

En la figura 5-1, se observa un generador de VOC´s utilizado en biofiltración [3], para el tratamiento de vapores de etanol. Diversas formas o variaciones de estas columnas de burbuja se puede ver en la bibliografía [4-6]. Estos generadores son utilizados en generación de VOC.s, para luego

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

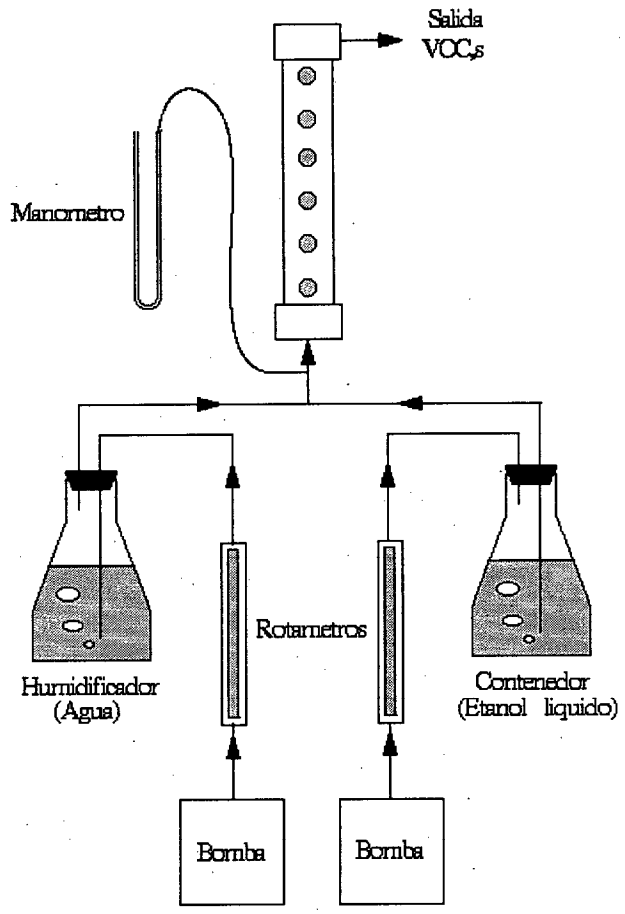



Figura 5-1 Ref. [3]

posteriormente ser usadas en Bioreactores, Biofiltros o sencillamente en la combustión de Compuestos Orgánicos Volátiles VOC´s sobre Membranas Catalíticas [7].

Nuestro diseño se ha basado en el realizado por Kocher y Col. [8], este generador consta de una cámara de mezcla, y ello nos permite en base a los caudales introducidos de gas y VOC´s , obtener diferentes concentraciones de los VOC´s a la salida de la cámara de mezcla, que posteriormente irán al Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA) para ser recuperadas.

En la figura 6 del Capitulo 6 se observa la instalación de generación de VOC´s diseñadas por nosotros, y que permite obtener variadas concentraciones de VOC´s, que posteriormente serán recuperadas.

A continuación veremos los procesos de trasferencia de materia que ocurre en este tipo de dispositivos y que nos permitirán obtener una determinada concentración de VOC´s que luego será recuperada en el 2° cuerpo del FUA.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## 5-3 TRANSFERENCIA DE MATERIA

Teniendo en cuenta las analogías entre Transferencia de Calor y Transferencia de Materia, si partimos de la ecuación de conducción de calor (Ley de Fourier), tenemos

$$\frac{q_z}{A} = -\alpha \frac{d\ (\rho C_p T)}{d_z} \qquad (1)$$

donde:

$q_z / A$ = Flujo de Calor especifico, $W/m^2$

$\alpha$ = Difusividad térmica, $m^2/s$

$\rho\ C\rho\ T$ = $J/m^3$ Producto de densidad, capacidad térmica y temperatura,

Si tenemos en cuenta la transferencia de Materia, la ecuación similar a la ecuación (1) es la ecuación de difusión molecular de masa (Ley de Fick)

$$J^*_{AZ} = -D_{AB} \frac{d\ C_A}{d_Z} \qquad (2)$$

$J^*_{Az}$ = Flujo molar del componente "A" en la dirección "Z", causado por la difusión molecular, mol - Kg de A / $m^2$.s

$D_{AB}$ = Difusividad molecular de molécula "A" en "B", $m^2/s$

$C_A$ = Concentración de A, mol - $Kg/m^3$

Z = Distancia de difusión en m.

Hasta aquí, hemos considerado la ley de Fick para la difusión de un fluido estacionario, no habido movimiento neto (Flujo convectivo), pero en nuestro caso tenemos el caso general de difusión más convección.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

### 5-3-1 Ecuación general de difusión más convección

En esta caso tenemos que le flujo total de "A" con respecto a un punto estacionario es $N_A$ ( mol - Kg A / $m^2$ . s), y se representa por

$$N_A = J^*_A + C_A V_m \qquad (3)$$

donde $J^*_A$ es el flujo especifico de difusión con respecto al fluido en movimiento y $C_A V_m$ es el flujo convectivo de A con respecto a un punto estacionario, donde $V_m$ es la velocidad promedio o convectiva.

Si N es el flujo convectivo total de la corriente general con respecto a un punto estacionario

$$N = C V_m = N_A + N_B \qquad (4)$$

despejando

$$V_m = \frac{N_A + N_B}{C} \qquad (5)$$

sustituyendo en la ecuación (3)

$$N_A = J^*_A + \frac{C_A}{C} ( N_A + N_B ) \qquad (6)$$

puesto que $J^*_A$ es la Ley de Fick, tenemos

$$N_A = -C D_{AB} \frac{d_{XA}}{d_z} + \frac{C_A}{C} (N_a + N_B) \qquad (7)$$

donde la expresión anterior en la expresión general para difusión más convección en Transferencia de Materia.

### 5-3-2 Caso especial de "a" difundiéndose a través de "b" estacionario

Esta es una situación de estado estacionario bastante frecuente [10], este caso se puede observar en la figura siguiente:

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

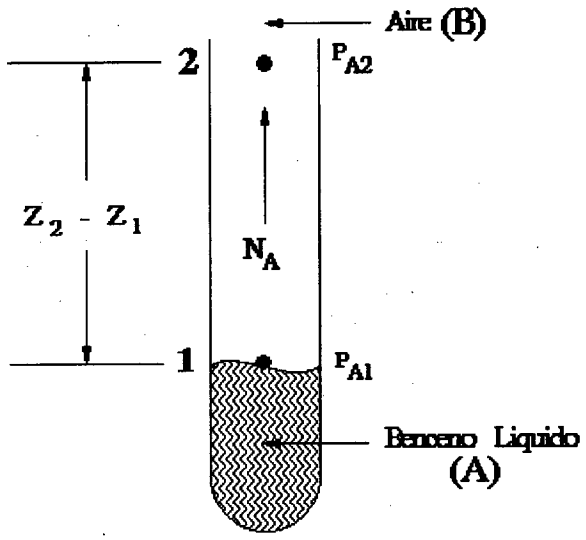



Figura 5-2 Difusión de un liquido en una corriente de aire Ref. [10]

Este es un caso muy parecido al que ocurre en la generación de VOC,s en una columna de burbujeo. Se verifica el caso de A difudiendose en B estacionario, por lo que, en la ecuación (7) se sustituye $N_B = 0$, y tenemos

$$N_A = - C\, D_{AB} \frac{dx_A}{dz} + \frac{C_A}{C} N_A \qquad (8)$$

Si la presión total se mantiene constante y sustituyendo en la ecuación (8), las variables siguientes:

$$C = \frac{P}{RT}$$

$$P_A = X_A \,.\, P$$

$$\frac{C_A}{C} = \frac{P_A}{P}$$

$$N_A = -\frac{D_{AB}}{RT}\frac{dP_A}{dz} + \frac{P_A}{P} N_A \qquad (9)$$

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Recordando e integrando

$$N_A(1-\frac{P_A}{P}) = -\frac{D_{AB}}{RT}\frac{dp_A}{dz} \qquad (10)$$

$$N_A\int_z^{z_2} d2 = -\frac{D_{AB}}{RT}\int_{P_{A1}}^{P_{A2}}\frac{dp_A}{1-P_A/P} \qquad (11)$$

donde

$$N_A = \frac{D_A\ P}{RT\,(Z_2-Z_1)}\cdot \ln\frac{P-P_{A2}}{P-P_{A1}} \qquad (12)$$

Esta ecuación también se puede poner de la forma siguiente, si tenemos en cuenta

$$P = P_{A1} + P_{B1} = P_{A2} + P_{B2}$$

donde

$$P_{B1} = P - P_{A1}$$

$$P_{B2} = P - P_{A2}$$

por lo que, tenemos que el valor de media logarítmica de inerte será:

$$P_{BM} = \frac{P_{B2}-P_{B1}}{\ln\frac{P_{B2}}{P_{B1}}} = \frac{P_{A1}-P_{A2}}{\ln\frac{P-P_{A2}}{P-P_{A1}}} \qquad (13)$$

sustituyendo esta última ecuación en la ecuación (12) quedará

$$N_A = \frac{D_A\ B}{(Z_2-Z_1)}\cdot\frac{P}{RT\ P_{BM}}(P_{A1}-P_{A2}) \qquad (14)$$

$$N_A = K'_C\ \frac{Q}{RT\ P_{BM}}(P_{A1}-P_{A2}) \qquad (15)$$

ya que, los coeficientes de transferencia de materia se pueden definir de varias maneras, tenemos

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

$$N_A = K_G (P_{A1} - P_{A2}) \quad (16)$$

De igual forma para transferencia de materia en estado liquido, con un fluido A difundiéndose a través de b estacionario tenemos:

$$N_A = \frac{K'_C}{X_{BM}} (C_{A1} - C_{A2}) \quad (17)$$

donde al igual que la expresión (13) se verifica

$$X_B M = \frac{X_{B2} - X_{B1}}{\ln X_{B2} / X_{B1}} \quad (18)$$

por lo que, la ecuación de flujo para la difusión de un liquido A a través de B estacionario será:

$$N_A = K_L (C_{A1} - C_{A2}) \quad (19)$$

## 5-4 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MATERIA

Para el caso que nos ocupa, que es la generación de VOC´s en una columna de burbujas, se verifica que la resistencia de la fase liquida a la transferencia de masa es la que controla fuertemente, y los coeficientes de transferencia de masa de la fase gaseosa no se necesitan [9].

El flujo de masa de un componente "A", $N_A$ a través de la interfase liquido-gas en estado estacionario viene dado por las siguientes expresiones:

$$N_A = \frac{K'_C}{X_{BM}} (C_{A1} - C_{A2}) = K_L (C_{A1} - C_{A2}) = K_X (X_{A1} - X_{A2}) \quad (20)$$

En este trabajo, procederemos al calculo del coeficiente de transferencia de materia $K_L$ (m/s), donde $C_A$ es la concentración del componente "A" en mol - Kg /$m^3$ y flujo de masa de A, $N_A$ viene en mol - Kg / $m^2$ s, que nos permitirá una valoración total del proceso de transferencia de materia.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

A partir de $K_L$, también puede usarse el coeficiente volumétrico de transferencia de materia ($K_L$ a), donde "a" es el área interfacial gas- liquido por unidad de volumen de columna ($m^2$ / $m^3$ ). este puede ser el calculado, de acuerdo a las ecuaciones propuestas por Hikita y Col [11].

Para el caso de líquidos y alcoholes se emplea la expresión:

$$\frac{K_L a \; u_G}{g} = 14{,}9 \; K_H \left(\frac{u_G \; u_L}{\sigma}\right)^{1{,}76} \cdot \left(\frac{u_L^4 \; g}{\rho_L \; \sigma^3}\right)^{-0{,}248}$$

$$\cdot \left(\frac{u_G}{u_L}\right)^{0{,}243} \cdot \left(\frac{u_L}{\rho_L \cdot D_L}\right)^{-0{,}604} \qquad (21)$$

donde:

$k_H$ = 1 para liquido sin electrolitos

= $10^{0{,}008\,I}$ para líquidos conteniendo electrolitos con una fuerza iónica, I, < 1 Kg ion / $m^3$

= $1{,}14 \times 10^{0{,}02\,I}$ para líquidos conteniendo electrolitos con I, > 1 Kg ion / $m^3$

Para otros compuestos orgánicos diferentes a los alcoholes el Coeficiente de Transferencia de Materia $K_L$ a, según Deckwer y Schumpe [12]

$$\frac{K_L a \; d_B^2}{D_L} = 0{,}62 \left(\frac{u_L}{\rho_L \cdot D_L}\right)^{0{,}5} \cdot \left(\frac{g \rho_L d_B^2}{\sigma}\right)^{0{,}33} \cdot \left(\frac{g \rho_L d_B^3}{u_L^2}\right)^{0{,}29}$$

$$\cdot \left(\frac{u_G}{\sqrt{g \, d_B}}\right)^{0{,}068} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0{,}04} \qquad (22)$$

Otros detalles sobre otros coeficientes de transporte de interés practico en columnas de burbujas se pueden ver [13].

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

### 5-4-1 Cálculo del coeficiente de transferencia de masa, $K_L$.

En nuestro caso suponiendo que la concentración de VOC´s en el aire entrante es despreciable y que la fase liquida esta perfectamente mezclada, realizando un balance de materia [14], tenemos que:

$$\frac{d\,C_L}{dt} = -K_L\ a\ (C_L - C_{Lg}) \qquad (23)$$

$C_{Lg}$ = Concentracion de liquido en el aire a la entrada = 0

$$\frac{d\,C_L}{dt} = -K_L\ a\ C_L$$

$$\frac{d\,C_L}{C_{L\partial}} = -K_L\ a\ dt$$

$$\frac{d\,C_L}{C_L} = \int_{CLO}^{CL} = -K_L\ a \int_{o}^{t} dt$$

Considerando que $K_L$ a es independiente del tiempo y que:

$t = 0$ $\qquad$ $C_L = C_{LO}$

$t = t$ $\qquad$ $C_L = C_L$

obtenemos la siguiente expresión:

$$\frac{C_L}{C_{Lo}} = e^{-K_L a t} \qquad (24)$$

Por lo que, el coeficiente de transferencia de materia $K_L$ a puede ser determinado ajustando los valores experimentales de la variación de la concentración de liquido en el generador de VOC,s con respecto al tiempo.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

### 5-4-2 Eficiencia del generador de VOC´s

La eficiencia del generación del compuesto orgánico volátil fue definida como la masa liquida de VOC´s que se volatilizaba a medida que el aire pasaba a través de la columna de burbuja. por lo que, realizando un balance de materia del sistema [15], la velocidad con que los VOC´s eran transportados desde la columna de burbujeo viene dada por:

$$V_L \frac{d\ C_L}{dt} = -\eta\ Q_L\ C_L \qquad (25)$$

integrando con las siguientes condiciones de contorno

$$C_L = C_{LO} \qquad t = 0$$

$$C_L = C_L \qquad t = t$$

Obtenemos la siguiente expresión:

$$-\ln\left(\frac{C_L}{C_{L_0}}\right) = \eta \frac{t}{\sigma} \qquad (26)$$

donde

$$\sigma = \frac{V_L}{Q_L} \qquad (27)$$

La representación gráfica de la ecuación (26), donde tenemos el logaritmo de la concentración normalizada frente al tiempo, da como resultado una línea recta, cuya pendiente es igual a la eficiencia de generación de VOC´s.

## 5-5 CONCENTRACIONES DE GAS Y LIQUIDO

Con objeto de determinar los Coeficientes de Transferencia de Materia experimentales, es necesario conocer la concentración de gas generada en la columna de burbujeo $C_{go}$ y la concentración de liquido de VOC´s con el tiempo. Los métodos experimentales varían en función del tipo de transferencia sólido - gas, liquido - liquido, liquido - gas etc., existen variados métodos que datan de los primeros estudios de Steele y

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Geankopolis [16], hasta los más recientes de Cramers y Col [17], Foster y Col [18] o los de Akita y Yoshida [19]. En todos ellos, es necesario conocer la variación de las concentraciones, para poder calcular el flujo especifico de masa, $N_A$.

Las concentraciones de compuesto orgánico volátil a la entrada del FUA $C_o$, se calcula a partir de la concentración de volátil a la salida del generador de VOC´s $C_{go}$ y de la relación de caudales de las corrientes de aire saturada en el compuesto volátil y aire limpio.

La concentración de volátil (teórica) a la salida del generador de VOC´s teniendo en cuenta que el aire se satura de volátil a 273,15 K, se puede calcular por la expresión

$$C_{go} = \frac{P_V M}{62320\ T} \qquad (28)$$

donde

$C_{go}$ = Concentración en volátil (gr /cc$^3$ ) de la corriente de aire a la salida del generador de VOC,s

T = Temperatura ambiente a la que se han llevado los experimentos de Filtración, en K

$P_V$ = Presión de vapor de saturación de volátil (mm Hg ) a 273,15 K

M = Peso molecular del volátil g / mol

Los valores de la presión de vapor se han obtenido de la ecuación de Antoine [20]

$$\ln P_V = E - \frac{F}{T + G} \qquad (29)$$

$P_V$ = Presión de vapor del compuesto volátil (m m Hg ) a la temperatura T

T = Temperatura (K) a la que se lleva la saturación del volátil, en este caso 273,15 K (Baño de Hielo)

E, F, G, Ctes de Antoine para el compuesto que se considere.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En nuestro caso, debido al diseño innovador del generador de VOC´s hemos calculado la concentración generada directamente en base a la variación del volumen de liquido en la columna de burbujeo, que da lugar a una concentración de VOC´s generada, $C_{go}$. En el capitulo de Resultados y Discusión se podrá observar, la relación entre estas concentraciones de gas generadas tanto teórica como experimentales.

Por último, destacar que la concentración $C_{ge}$, que entra al FUA (Condensador Helicoidal) viene dada por la siguiente expresión [21] :

$$C_e = 10^6 \frac{Psat}{P} \frac{Q_G(1+\frac{Psat}{P})}{Q_G(1+\frac{Psat}{P}) + Q_{SOP}} \qquad (28)$$

donde:

$C_{ge}$ = Concentración teórica a la entrada del FUA , mg / $m^3$

Psat = Presión de saturación del vapor del compuesto orgánico volátil, Pa

P = Presión absoluta dentro de la cámara de mezcla, Pa

$Q_G$ = Caudal del VOC,s generado en la columna de burbujeo, L / h

$Q_{sop}$ = Caudal de aire suministrado por la soplante o de dilución, L / h

A partir de las concentraciones de gas a la entrada y salida del Condensador Helicoidal, podemos calcular la eficiencia de recuperación de este, que viene expresada por

$$E_R = \frac{C_{gE} - C_{gS}}{C_{gE}} \qquad (31)$$

Mientras que la concentración de liquido $C_L$ en la columna de burbujeo, se puede calcular instantáneamente, si consideramos que las fases liquidas y gas están en equilibrio, por lo que:

$$M_T = M_L + M_g \qquad (32)$$

$$M_T = V_L C_L + V_g C_g \qquad (33)$$

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

donde

$M_T$ = Masa Total del Sistema

$M_L$ = Masa en estado liquido del sistema

$M_g$ = Masa en estado gaseoso del sistema

Por lo que, podemos obtener la concentración de liquido instantáneo que tenemos en el generador de VOC´s y a partir de la siguiente expresión:

$$C_L = \frac{M_T - V_g\, C_g}{V_L} \qquad (34)$$

A partir de las concentraciones de liquido $C_L$ y concentración de gas generada en la columna de burbujeo $C_g$, podemos calcular los diferentes parámetros hidrodinámicos que intervienen en la generación de compuestos orgánicos volátiles, VOC´s

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## Bibliografía

[1] A. Martín et al. "Control Odors from CPI facilities", Chem, Eng. Progress, December, pp. 53, (1992)

[2] J. Umbría, A. Espino, J.J. Rodríguez y A. Macías- Machín, Filtración por Ultracongelación Atomizada II: Condensación de Compuestos Orgánicos volátiles, VOC´s, Ingeniería Química (enviada) 2002

[3] D. S. Hodge and J. S. Devinny, " Biofilter Treatment. of Ethanol Vapours", Environ. Progress, vol. 3 (13), pp. 167, (1994)

[4] H. Jorio, L. Bibeau and H. Heitz, "Biofiltration of air contaminated by Styrene: Effect of nitrogen supply, Gas flow rate and Inlet concentration", Env. Science. Techn. Vol. 34, pp 1764, (2000).

[5] J. W. Barton, B.H. Davison, K.T. Klasson and C. Chris Gable III, " Estimation of Mass Transfer and Kinetics in Operating Trickle Bed Bioreactors for removal of VOC´s" , Envirom. Progress, vol 18 (2), pp. 87, (1999).

[6] K. Kiared, C. Bibeau and R. Brzezinski, " Biological Elimination of VOC,s in Biofilter" Environ. Progress, vol. 15 (3), pp 148, (1996)

[7] M. P. Pina, S. Irusta, M. Menendez, J. Santamaría, R. Hughes and N. Boag, " Combustion of volatile Organic Componnds over Platinum- Based Catalytic membranes, Ind. Eng. Chem. Res, vol 36, pp. 4557, (1997).

[8] L. Zhu, R. J. Abumaizar and W. M. Kocher, Biofiltration of Benzene Contaminated Air Streams Using Compost-Activated Carbon Filter Media", Environ. Progress, vol. 17 (3), pp. 168, (1998).

[9] R. E. Treybal, "Mass Transfer Operations" Cap. 6, Mc Graw Hill, New York, (1980)

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

[10] C. J. Gearkopolis, Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias, Cecsa, Mexico, D.F., (1982)

[11] H. Hikita, S. Asai, K. Tanigawa, K. Segawa and K. Kitao " The volumetric mass transfer coefficient in Bubble columns", Chem. Eng. J. vol 22, pp 61, (1981).

[12] W. D. Deckwer and A. Schumpe, "Improved Tools for Bubble column reactor Design and Scala - up , Chem. Eng. science, vol. 48 pp. 889, (1993).

[13] Soyo Lee, Y. P. Tsui, " Succeed at Gas/ Liquid Contacting", Chem. Eng. Progress, vol. July 99, pp. 23, (1999).

[14] C. M. de Billerbeck, J. S. Concloret and C. Fonade, Study of mass transfer in a novel gas- liquid contactor: The aero-ejector, chem. Eng. Journal, vol 72, pp. 185, (1999).

[15] D. A. Olson, J. K. Stubbe and R.L. Corsi, " A mechanistic model for estimating VOC emissions from industrial Process Drains Part I: The underlying Channel", Envirom. Progress, vol. 19 (1), pp 1, (2000).

[16] L.R. Steele and C. J. Ceankopolis, Aiche Journal, vol. 5, pp 178, (1959)

[17] P.H.M.R. Cramers, L. Smih, G.M. Leuteritz, L.L. van Dierendouck and A.A.C.M. Beenackers, "Hydrodynamics and Local Mass Transfer Characteristics of a Loop-Venturi Reactor With a Downflow Liquid Jed Ejector, Chem. Eng. Science vol. 53, pp 67, (1993).

[18] J. H. Lee and N. R. Foster, "Measurement of Gas-Liquid Mass Transfer in Multiphase Reactors, App. Cat., vol. 63, pp 1, (1990)

[19] K. Akita and F. Yoshida, "Bubble size Interfacial area and liquid phase mass transfer coefficient in Bubble Columns" I.& E. C. Proc. Des. Dev., vol. 13, pp 84 (1974).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

[20] J. M. Couldson, J. F. Richardson and R. K. Sinnot Chemical Engineering, volume 6, Design, Pergamon Press, New York, (1983).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# CAPÍTULO VI

# PARTE EXPERIMENTAL

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# 6 INTRODUCCIÓN

## 6-1 VARIABLES IMPORTANTES

El objeto fundamental del presente trabajo de investigación es estudiar el proceso conjunto de filtración de gases contaminantes (partículas) y la recuperación de compuestos orgánicos volátiles (VOC´s) de manera simultanea. Para ello, se utilizará un filtro de Ultracongelación Atomizada (FUA) que consta de dos partes fundamentales: Primer cuerpo donde ocurre el proceso de filtración de partículas y segundo cuerpo que consta de un condensador helicoidal donde se procederá a la condensación de los compuestos orgánicos volátiles en la carcasa de este, ya que por el interior de los tubos circulará nitrógeno liquido a la temperatura de–196° C.

Las variables más importantes a estudiar en el proceso son las siguientes:

-Filtración de partículas

Se investigará la influencia del tamaño de partícula, material particulado usado, caudales de gas y liquido, temperatura del liquido e influencias de estas variables en la Eficiencia Global de filtración.

-Recuperación de Compuestos Orgánicos Volátiles

Se investigará la influencia de las concentraciones de Voc´s generadas, caudales de gas necesario, velocidad de generación de gas e influencia de los diferentes compuestos orgánicos utilizados (Acetona, Tolueno.....etc.). Por otra parte también se investigará la influencia de las temperaturas de entrada y salida al condensador de helicoidal con objeto de optimizar el funcionamiento de este.

Para poder investigar y evaluar las variables anteriores, se han diseñado una serie de instalaciones experimentales que se describen a continuación:

- Generación de partículas
- Instalación de generación de VOC´s
- Proceso de filtración en el Venturi
- Instalación de suministro de Nitrógeno liquido
- Intercambiador Helicoidal
- Instalación de agua

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

- Instalación de adquisición de datos
- Equipos de medidas
- Instalación de Tomas de Muestras.

## 6-2 INSTALACIÓN UTILIZADA

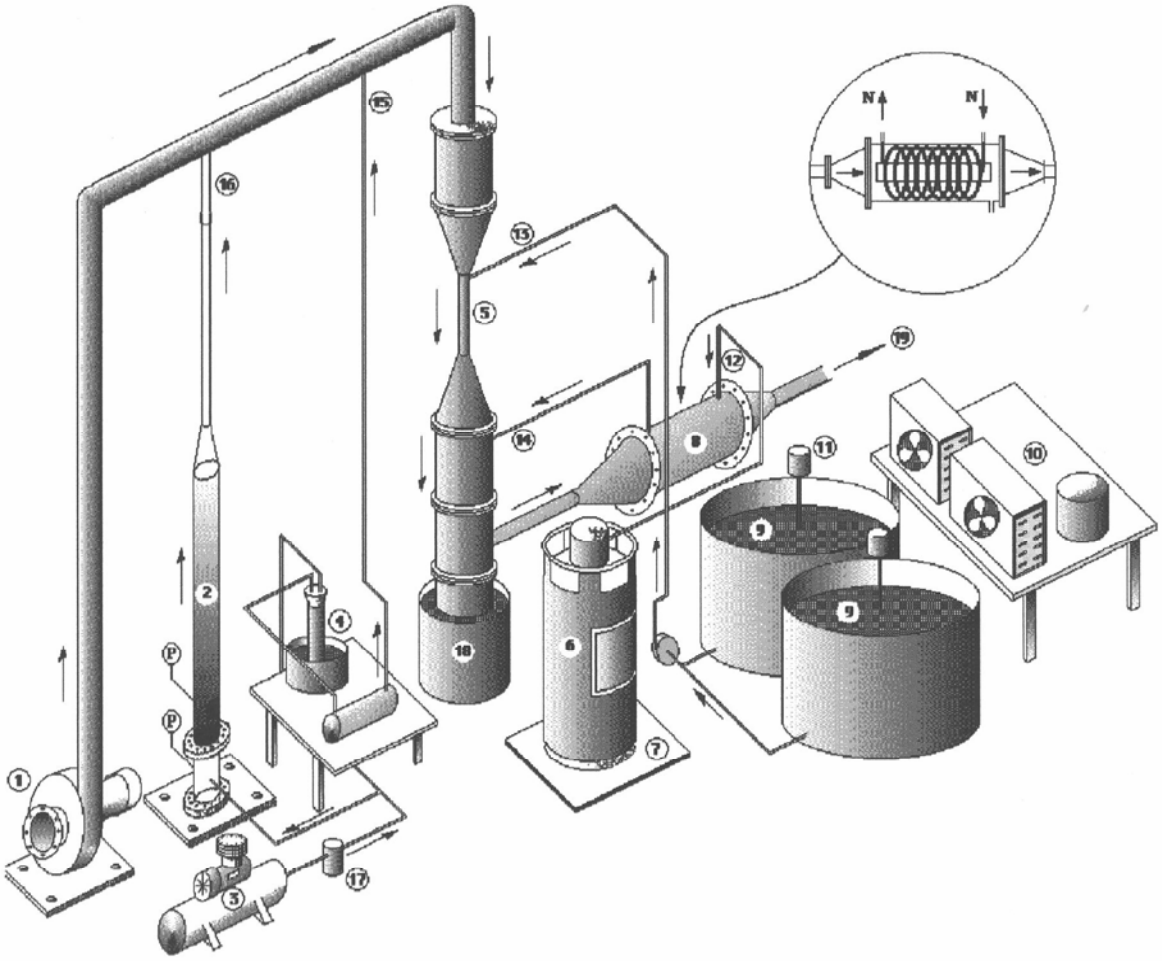



Figura 6-1 Esquema general de las instalaciones principales

En la figura 6-1 se puede observar un esquema de la instalación utilizada, donde las partes fundamentales de la instalación son las siguientes:

1.- Turbina entrada gases que alimenta de aire al FUA.
2.- Lecho fluidizado encargado de suministrar las partículas.
3.- Compresor aire. Suministra aire seco al Lecho y al Generador.
4.- Generador de VOC´S. Suministra gases contaminantes al FUA.
5.- Venturi. Encargado de homogeneizar productos.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

6.- Nitrógeno licuado. Responsable criogenizar.
7.- Balanza. Calcula consumo de Nitrógeno.
8.- Condensador. Condensa y extrae los volátiles condensados.
9.- Agua fría para la extracción de partículas.
10.- Sistema frigorífico. Equipo encargado de mantener el agua fría.
11.- Agitador. Homogeniza el agua fría.
12.- Suministro Nitrógeno al condensador.
13.- Suministro Agua fría al 1ª Cuerpo.
14.- Suministro Nitrógeno al 1º Cuerpo
15.- Suministro VOC´S al FUA.
16.- Suministro partículas al FUA
17.- Secador Aire al Lecho y Generador
18.- Sello hidráulico para evitar salida de gases del sistema.
19.- Salida gases filtrados al exterior.

En la figura 6-2, se puede observar una vista general de las instalaciones montadas.

Figura 6-2 Vista general de las instalaciones realizadas.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

A continuación veremos una descripción mas detallada de cada una de las partes fundamentales de este proyecto.

### 6-2-1 Generación de partículas

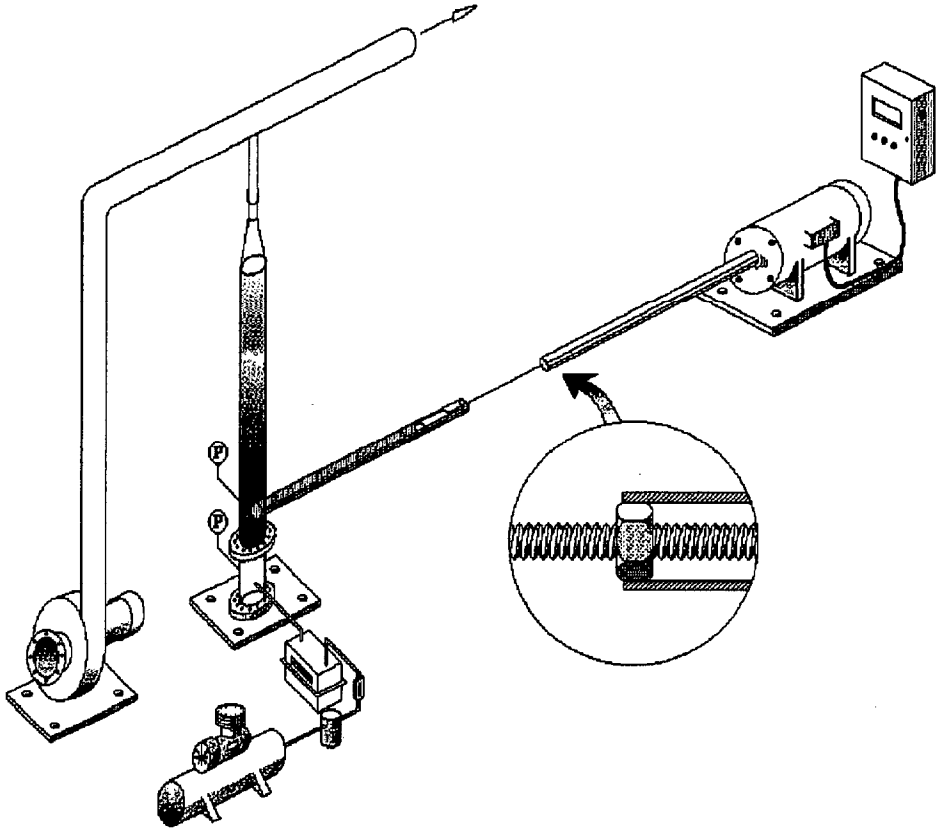


Figura 6-3 Instalación de generación de partículas

La generación de partículas de aerosoles se puede observar en la figura 6-3 y 6-4, verificándose que se ha construido un lecho fluidizado de generación de partículas menores a 10 μm. La utilización de partículas de aerosol tan pequeñas nos permite obtener una valoración global de la eficiencia de retención de partículas del FUA con objeto de ver si es competitivo con otros dispositivos industriales de filtración.

El generador de lecho fluidizado tiene una longitud de 1,2 m y un DI de 94 m/m. El distribuidor es un plato perforado de acero inoxidable, habiéndose calculado el numero de orificios en base a la teoría de fluidización. Observándose un régimen de fluidización burbujeante adecuado con el tamaño de la partícula del lecho. El relleno del lecho utilizado fue de arena de cuarzo con tamaño de partícula entre 300 y 400 μm

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

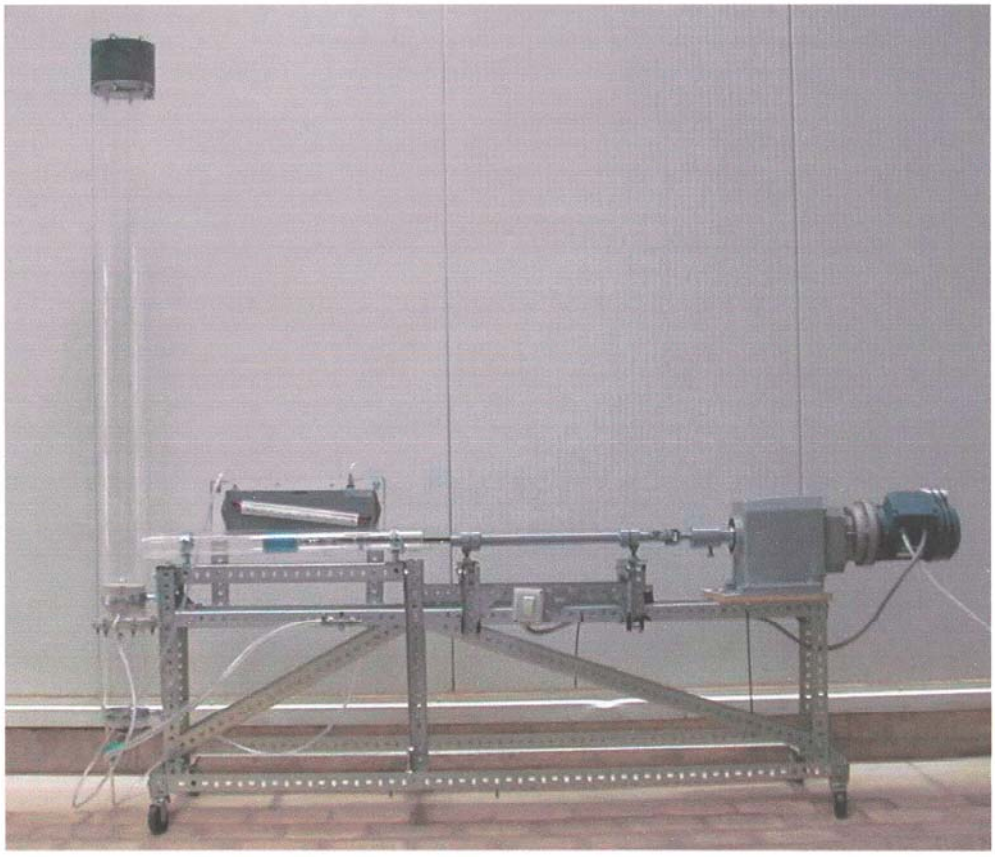


Figura 6-4 Instalación realizada del lecho fluidizado

En la parte superior del generador de partícula se ha conectado un cono de PVC con objeto de controlar las partículas elutriadas, ya que, este esta conectado por medio de tubos anti-estaticos que permiten que la concentración de partículas llegue intacta al filtro granular-enfriador . Por otra parte, esta instalación debe mejorarse con objeto de obtener una concentración constante de partículas a la salida del lecho, por lo que es necesario investigar la hidrodinámica del proceso de generación de partículas y los perfiles axiales de porosidad, ya que estos están íntimamente relacionados con la pérdida de carga y la velocidad de transferencia de calor entre otros parámetros.

En la instalación de generación de partículas por lecho fluidizado no solo influye el tamaño de partícula, el caudal de gas, porosidad del lecho, concentración inicial del aerosol en el lecho sino que también influyen el tipo y frecuencia de la burbujas del lecho sobre el proceso de generación.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Los Componentes de la instalación son los siguientes:

1 Turbo compresor de aire de 4 Kw a 3.500 RPM
1 Variador de frecuencia Marca: ABB Tipo: ACS401000632 de 0 A 250 Hz.
1 Lecho fluidizado de las siguientes características:
Cuerpo principal de tubo de metacrilato de 940 mm interior.
Una longitud de 1270 mm
1 Variador de Frecuencia Marca: FUJI Modelo: Furo 75E9S-4EN con salida desde 0,2 a 400 Hz.
1 Reductor de velocidad por engranajes Marca: EBERHARD BAUER de 180 W de 1350 a 17 RPM
1 Alimentador de partículas en metacrilato tipo embolo de 50 x 680 mm
1 Compresor de aire de alimentación Marca: ATLAS-COPCO estacionario de tornillo de una sola etapa
1 Secador de Aire
1 Totalizador Marca: KROMSCHROEDER Modelo: BK-4-G-4-2000 de 0,04 a 6 $m^3/h$
3 Rotámetros en paralelos Marca: DWYER de 600,100 y 50 SCFH. Cada uno.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Figura 6- 5 Instalación realizada de la turbo-soplante que suministra aire al FUA.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## 6-2-2 Generación de VOC'S

Esta instalación permite la generación de compuestos orgánicos volátiles VOC's. Para ello se hace circular una corriente de aire que burbujea en una serie de recipientes de cristal, produciéndose un proceso de transferencia de materia liquido-gas. Por lo que en función del caudal obtenemos diferentes concentraciones de VOC's que serán recuperadas en el Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA).

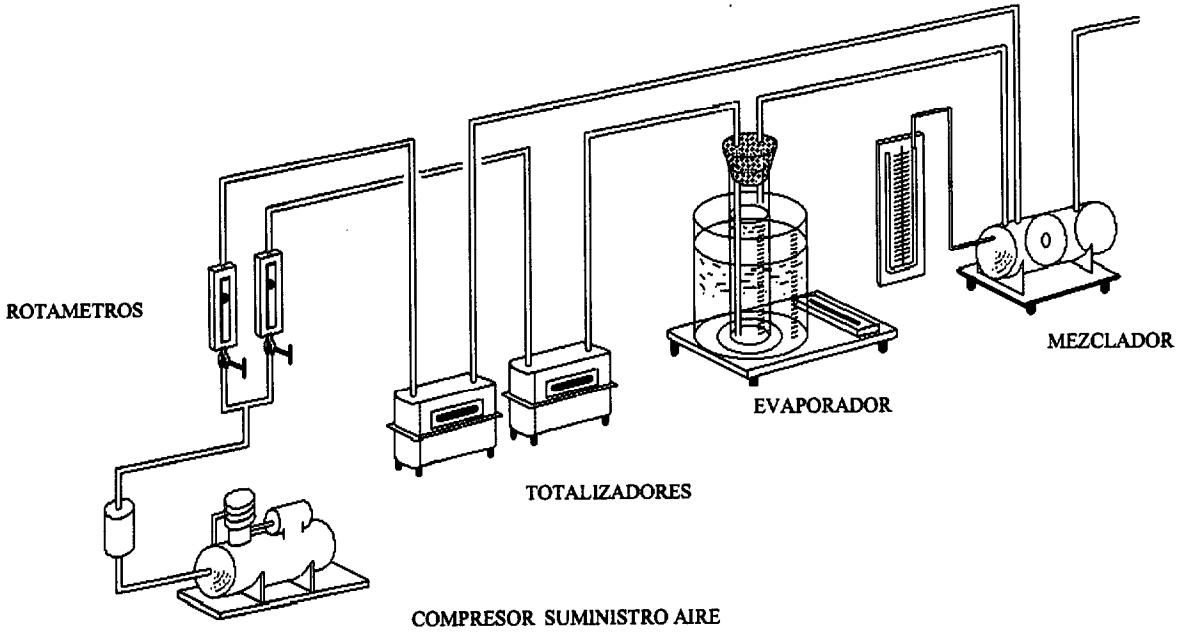



Figura 6-6 Instalación de Generación de VOC'S

El esquema de la instalación que se instaló se observa en la figura 6-5. Esta instalación consta de diversos rotámetros, valvulerías y recipientes con los compuestos orgánicos volátiles y agua a 0° C , con objeto de producir una determinada concentración de VOC's que será introducida en el proceso. Las diferentes concentraciones se pueden conseguir controlando las diversas válvulas del generador de VOC's y a partir de aquí se introducen en el FUA.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Los componentes de la instalación son los siguientes:

2 Rotametros Marca OMEGA Tipo: FL – 2007 de 0 a 50 SCFH
2 Totalizadores Marca: KROMSCHROEDER Modelo: BK-4-G-4-2000 de 0,04 a 6 $m^3/h$
1 Conjunto de borboteadores-secadores con Gel de Sílice de 3 a 6 mm con indicador de cobalto.
1 Evaporador de VOC´S a 0º C (en baño de hielo)
1 Cámara de mezcla
Válvulas y mangueras necesarias.

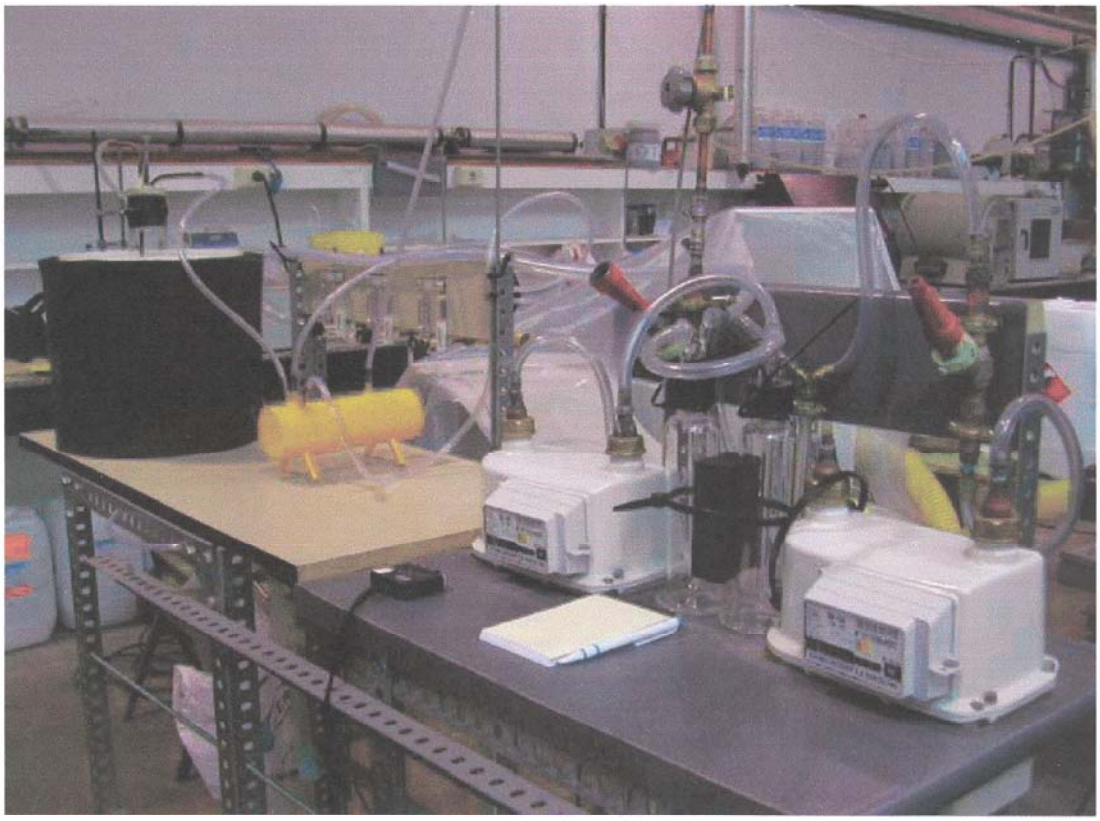


Figura 6-7 Instalación realizada del generador de VOC´s

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

BIBLIOTECA GENERAL

### 6-2-3 Proceso de Filtración

Una vez generada las partículas contaminantes en el lecho fluidizado, estas son enviadas al primer cuerpo del FUA. En este cuerpo, tenemos un Venturi en el cual se produce el proceso de filtración de los gases contaminantes.

Las partículas contaminantes interaccionan con las gotas de liquido ($H_2O$) inyectadas por una serie de inyectores con un tamaño de gota adecuado, esto da lugar a la limpieza de los gases contaminantes, ya que los sólidos particulados quedan adheridos a las gotas de agua, cayendo por gravedad. Los gases limpios de partículas con los VOC's pasan al segundo cuerpo del FUA donde son recuperados en el condensador helicoidal.

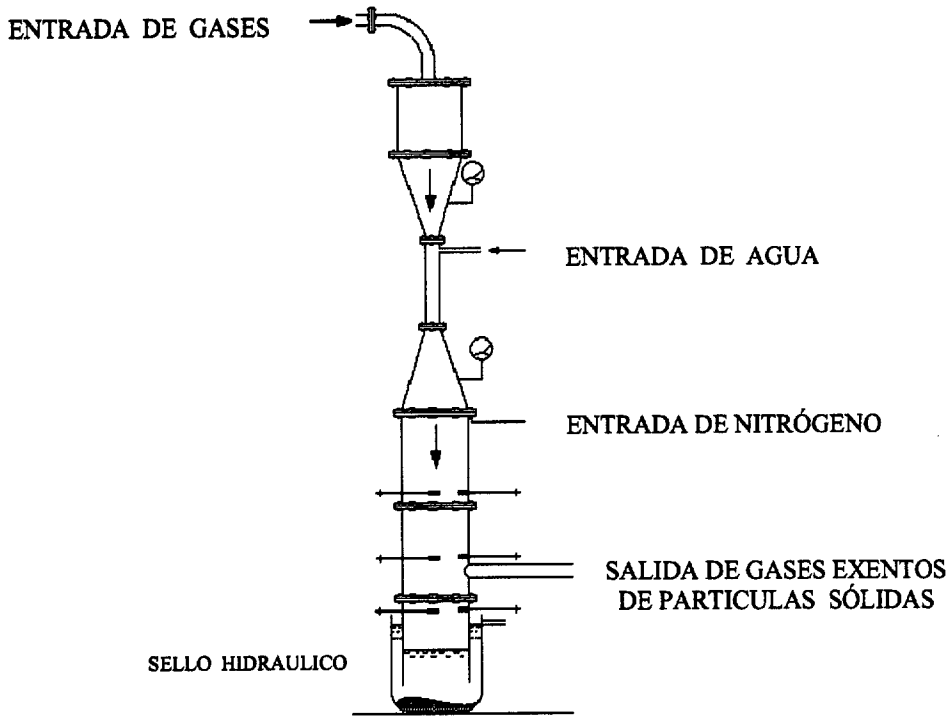



Figura 6-8 Esquema del Primer Cuerpo del FUA

En la figura 6-8 se puede observar un esquema del primer cuerpo del FUA con sus respectivos equipos de medidas.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Figura 6-9 Instalación realizada del 1º Cuerpo del FUA

En la figura 6-9, se puede observar el montaje realizado para el 1º Cuerpo del FUA.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Figura 6-10 Detalle del 1º Cuerpo antes de su aislamiento

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En la figura 6-11, se puede observar un detalle del Venturi utilizado en los procesos de filtración.

Figura 6-11 Instalación realizada del Venturi utilizado

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Los componentes de la instalación son los siguientes:

Venturi realizado con tubo de 50 mm Ø de Metacrilato con bridas del mismo material.
Cuerpo superior de tubo de acero inoxidable de 500 mm x 350 mm Ø.
2 Reductores de acero inoxidable de 350 mm a 60 mm Ø.
Cuerpo principal de 100 mm x 350 mm Ø en acero inoxidable.
Bridas, Tornillos, arandelas... etc en acero inoxidable
Juntas de goma de Neopreno.

### 6-2-4 Instalación de Suministro de Nitrógeno Liquido

Un esquema de la instalación de nitrógeno liquido se puede observar en la figura 6-10. Esta instalación nos permite suministrar nitrógeno liquido al primer cuerpo del FUA, donde se produce el pre-enfriamiento de los gases contaminantes que contienen los VOC's (antes de pasar al condensador helicoidal).

Por otra parte, también se suministra nitrógeno liquido al condensador helicoidal con objeto de recuperar los compuestos orgánicos volátiles, VOC's. Este circula por el interior de los tubos. Para poder obtener temperaturas de condensación de VOC's utilizamos el gran poder del calor latente y sensible absorbido por el Nitrógeno licuado al cambiarse de estado a la presión atmosférica.

El suministro de Nitrógeno licuado al FUA se hace a través de un recipiente Dewar suministrado por Carburos Metálicos y que se encuentra a una presión interior de unos 18 Bares y a una temperatura de –160 ° C aproximadamente, provisto de regulación de presión constante de suministro, Válvula de seguridad, Nivel de liquido, Válvula de salida de liquido, válvula de salida de vapor etc. Figura (6-12).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

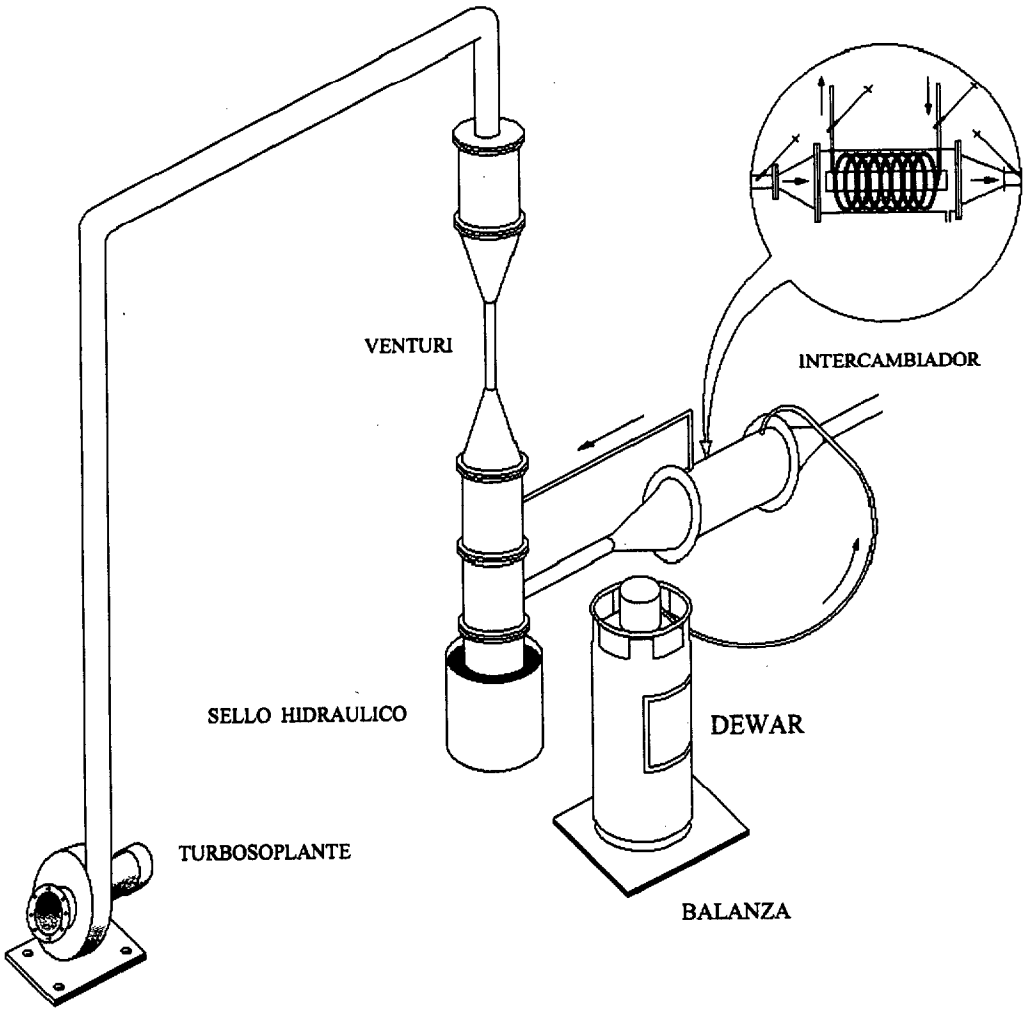



Figura 6-12 Esquema de la instalación de suministro de Nitrógeno Licuado

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

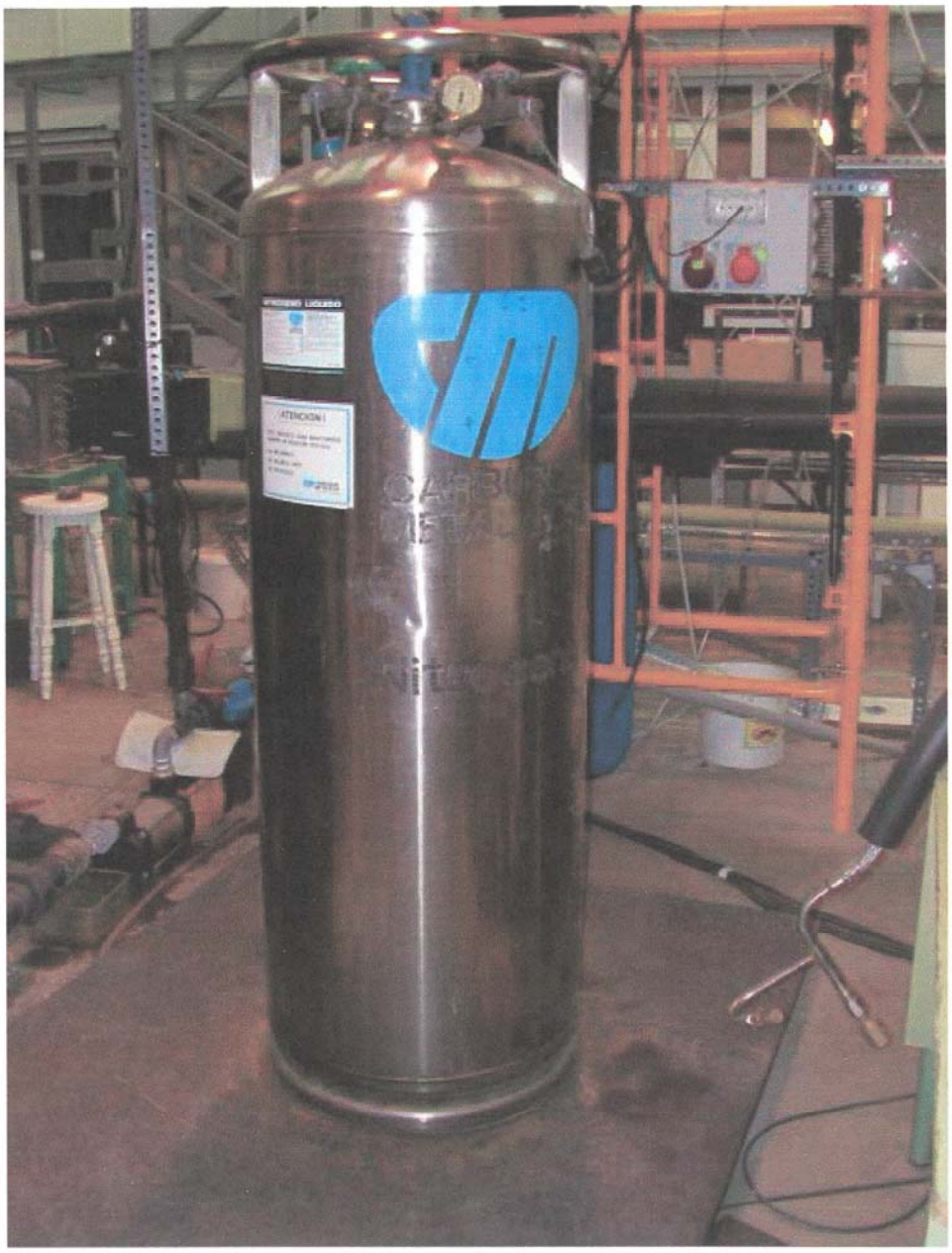


Figura 6-13 Instalación de suministro de Nitrógeno licuado

En la figura 6-13, se observa con detalle las diferentes partes de la instalación de suministro de nitrógeno liquido.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Los componentes principales de la instalación son:

Balanza Digital de plataforma, por censores, Marca: EPEL INDUSTRIAL Modelo: Dentor BC
Dewar de 150 Litros de Nitrógeno licuado Marca: TELSTAR JPE Modelo: DOT-4L200
Manguera flexible aislada con válvula de seguridad
3 Toberas (Válvulas de expansión), calibradas según caudales requeridos
Aislamientos de conductos en Armaflex

### 6-2-5 Intercambiador Helicoidal

En la figura 6-14, se puede ver el conjunto del FUA, donde el segundo cuerpo es el condensador helicoidal que nos permite recuperar los compuestos orgánicos volátiles que transporta el gas contaminante.

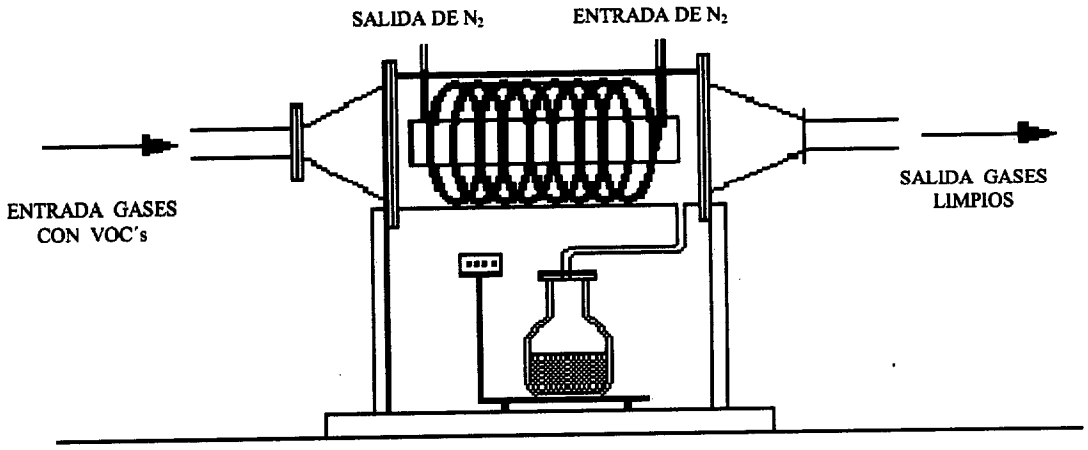



Figura 6-14 Esquema del Intercambiador Helicoidal

Por los tubos circula nitrógeno liquido y por la carcasa circulan los gases contaminantes (VOC's), estos debidos a las bajas temperaturas adquiridas en el FUA, cambian de estado pasando de estado gaseoso a estado liquido, por lo que en el 2° cuerpo del FUA obtenemos unos gases limpios a la salida de partículas y de compuestos orgánicos volátiles.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En la figura 6-15, se puede observar con detalle las partes principales del segundo cuerpo del FUA.

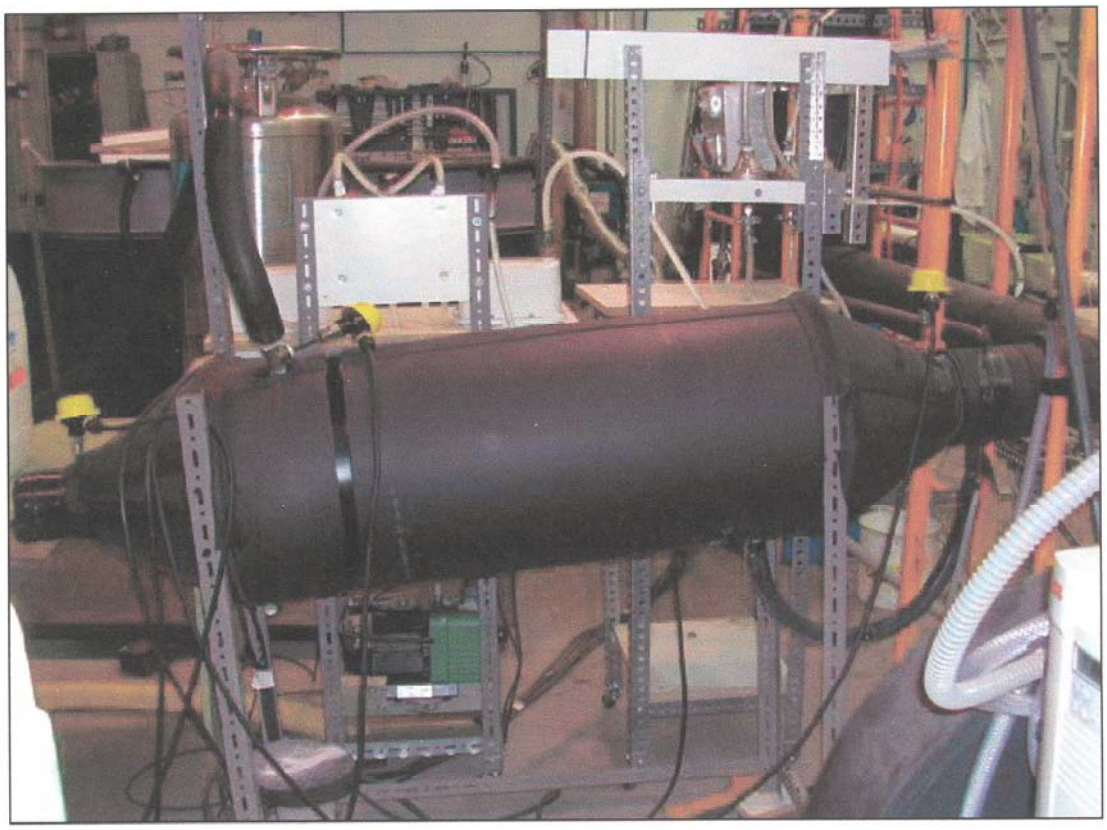


Figura 6-15 Instalación realizada del Segundo cuerpo del FUA

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Los componentes de la instalación son:

Carcasa en acero inoxidable de 1000 x 350 mm ø
Serpentín de ¾" en acero inoxidable
Colectores de 350 mm a 60 mm.ø DI. Acero inoxidable
Aislamiento de espuma de caucho Armaflex.
Bridas 390 x 350 mm ø
Tornillería y arandelas en acero inoxidable.
Juntas de Neopreno
Racores de ¾"
Núcleo interior de 200 mm ø

Figura 6- 16 Detalle del 2º Cuerpo antes de su aislamiento.

## 6-2-6 Instalación de Agua

El suministro de agua al FUA, se lleva a cabo con agua en estado liquido a la menor temperatura posible, por lo que para los ensayos hemos diseñado, calculado y montado una instalación frigorífica para enfriar, alimentar y mantener 2.000 litros de agua a unas temperaturas comprendidas entre 25 - 0º C mientras duren los mismos

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

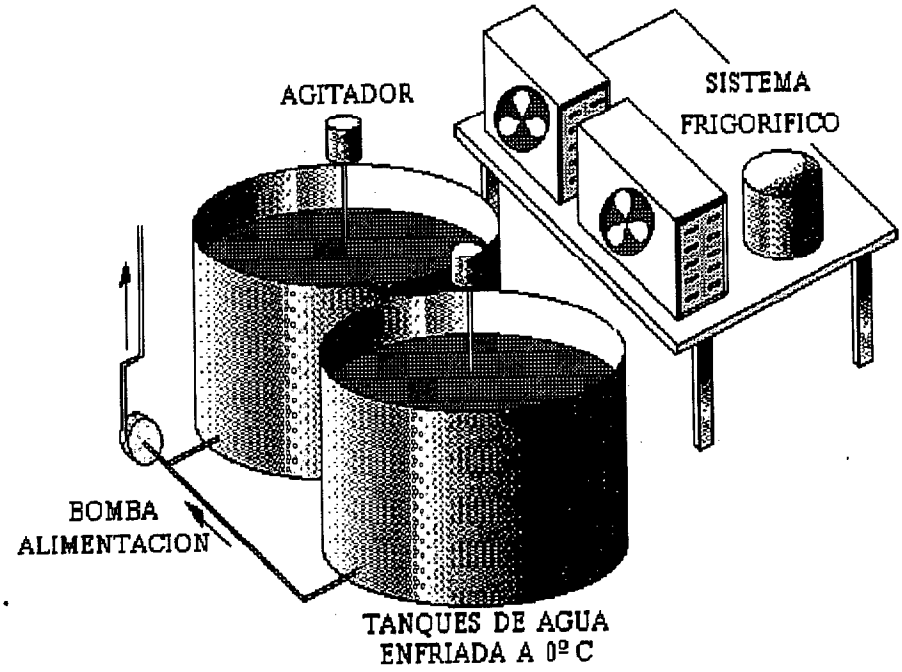



Figura 6-17 Circuito de agua

En la figura 6-17 se puede observar el esquema general de la instalación de agua.

Está dotada la instalación de un intercambiador de tanque agitado con objeto de poder suministrar una temperatura uniforme al Venturi, ya que proceso de filtración depende enormemente del caudal de agua utilizado.

Para ello, se diseñó un enfriador de liquido con un caudal diario de 80 L/h de agua fría a 0ºC. Con R-22 como refrigerante y utilizando un sistema de compresión mecánica.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

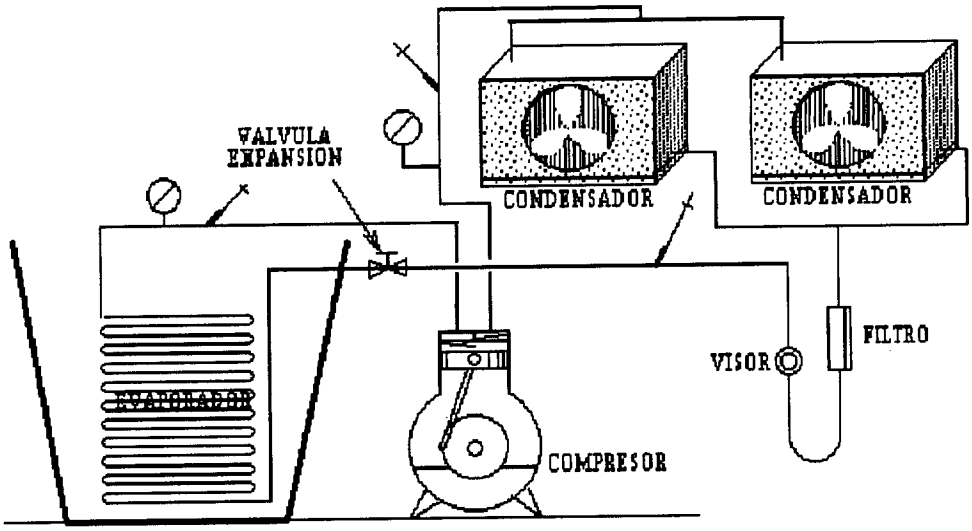



Fig. 6-18 Esquema de situación de componentes del enfriador de agua.

En la figura 6-18, se observa los detalles del sistema enfriador de agua, mientras que en la figura 6-19 se da el esquema eléctrico utilizado.

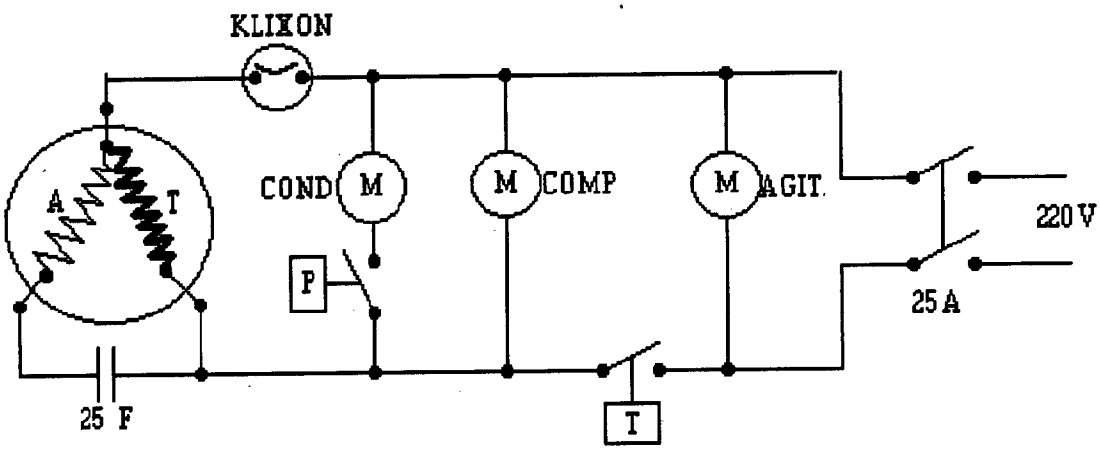



Fig. 6-19 Esquema eléctrico del sistema del enfriador de agua.

El sistema eléctrico consta de un magnetotérmico como protección general del sistema, un interruptor térmico automático bimetalico para proteger el motor eléctrico del compresor hermético. Un condensador permanente para desfasar el segundo bobinado del compresor e iniciar el arranque del mismo. Un termostato para parar y arrancar el compresor según las necesidades térmicas. Un moto-agitador para agitar y homogeneizar la temperatura del agua. Un Amperímetro y un termómetro digital.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En la figura 6-20, se puede observar una vista general de la instalación de agua, que nos ha permitido, en función del caudal de refrigerante, obtener diferentes temperaturas de enfriamiento del agua a suministrar al Venturi.

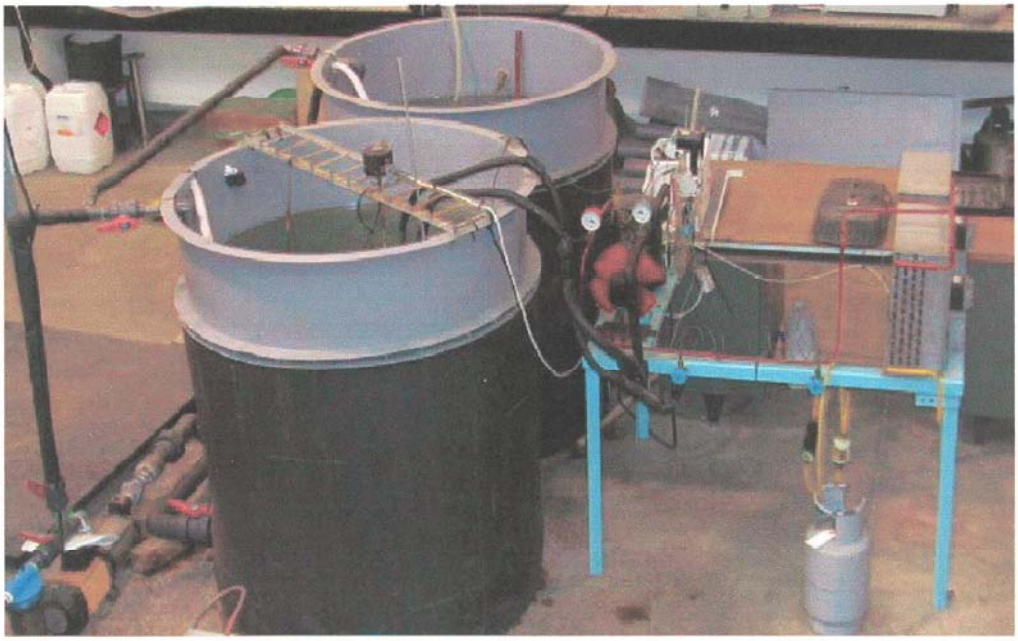


Figura 6-20 Montaje de la Instalación de Suministro de Agua.

Los componentes de la instalación son los siguientes:

1 Compresor Hermético de las siguientes características :
Desplazamiento volumétrico : 4,7 m /h
Revoluciones : 3.000 RPM
Cilindrada : 26,15 Cm
Amperios : 4,6
Potencia absorbida : 1000 W
2 Condensadores por aire de las siguientes características :
Superficie de intercambio : 6,48 m c/u
48 Tubos aleteados de 3/8" c/u
1 ventilador de 115 W c/u
2 Depósitos de agua de PVC aislado térmicamente de 1000 Litros
1 Bomba de agua Marca ESPA MD: Prisma 30/6.
1 agitador de hélice de 50 W
1 Filtro deshidratador para refrigerante CFCs.
3 Válvulas de paso de refrigerante
Refrigerante R - 22
2 Válvulas de recarga de refrigerante

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

2 Manómetros de refrigerante (Alta y Baja)
6 Termómetros
1 Visor de liquido
Tubo capilar de 1,6 mm ∅
Tubería de Cobre de ¼ y 3/8"
1 Termostato
1 Presostato
1 Condensador eléctrico de 25 μFaradios y 500 Voltios
1 Térmico Klixons
1 Amperímetro

## 6-2-7 Adquisición de datos principales

En la figura 6-21, se puede observar un esquema de la instalación de Adquisición de datos utilizadas. Esta nos ha permitido registrar las temperaturas de ambos cuerpos del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA).

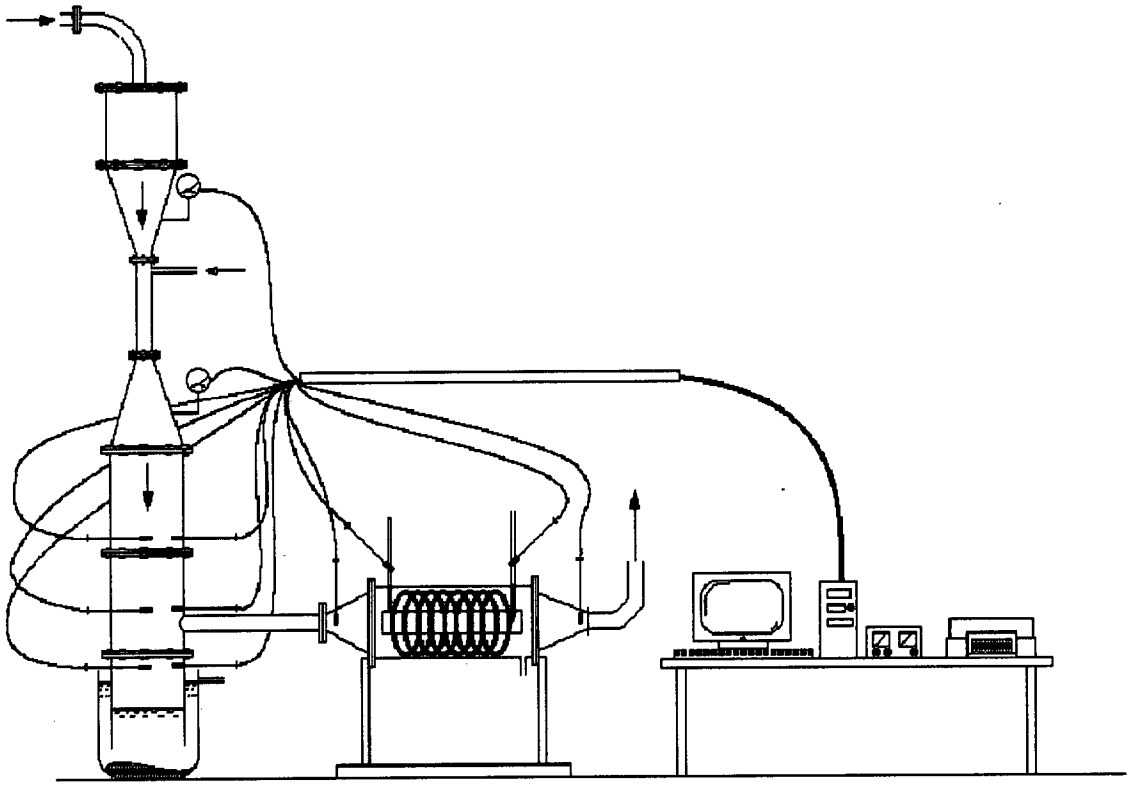


Figura 6-21 Adquisición de datos principales

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Los datos obtenidos son almacenados en un ordenador para poder ser analizados posteriormente. Esto nos permitirá investigar las diferentes temperaturas de los gases contaminantes, nitrógeno liquido, compuestos orgánicos volátiles y agua suministrada al FUA, así como la perdida de carga en el FUA, con objeto de proceder a la optimización de este.

En la figura 6-22, se muestra la instalación realizada para las tomas de datos del FUA.

Figura 6-22 Instalación realizada para la adquisición de datos

Los componentes principales de la instalación son:

10 Medidores de temperaturas PT 1001/3 DIN Rango: 4 – 20 mA = -197° C y +197° C
3 Manómetros inclinados Marca DWYER
1 Ordenador Pentium
1 Impresora HP 840 C
1 Tarjeta de adquisición de datos DATATAKER (DATALOOGER)
1 Fuente de Alimentación 0 – 30 V 2,5 A DC 120 W

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

### 6-2-8 Equipos de Medida

Los equipos fundamentales de medidas a parte de las sondas de temperaturas y presión son:

- Analizador de tamaño de partícula
- Cromatografo de gases

El analizador de tamaño de partícula está equipado con un recirculador de las mismas en vía húmeda, auxiliado con un alimentador vibrador, que hace que podamos analizar el tamaño de partículas que le suministramos al lecho fluidizado en todo momento y así verificar el tamaño de contaminante sólido que el FUA es capaz de filtrar.

En la figura 6-23 y 6-24 se puede observar las diferentes partes de la instalación utilizada que nos ha permitido obtener la distribución de tamaño de partícula del contaminante suministrado al FUA.

Figura 6- 23 Instalación de análisis de tamaños de partículas

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

El analizador utilizado tiene las siguientes características:

Analizador de tamaño de partículas Microtrack (Particle-Size- Analyzer) "LEEDS – NORTHRUP"

Modelo: 92iD-3-00-2

Rango: 0,69 – 700 ∓m

1 Ordenador Pentium III

1 Impresora HP 840 C

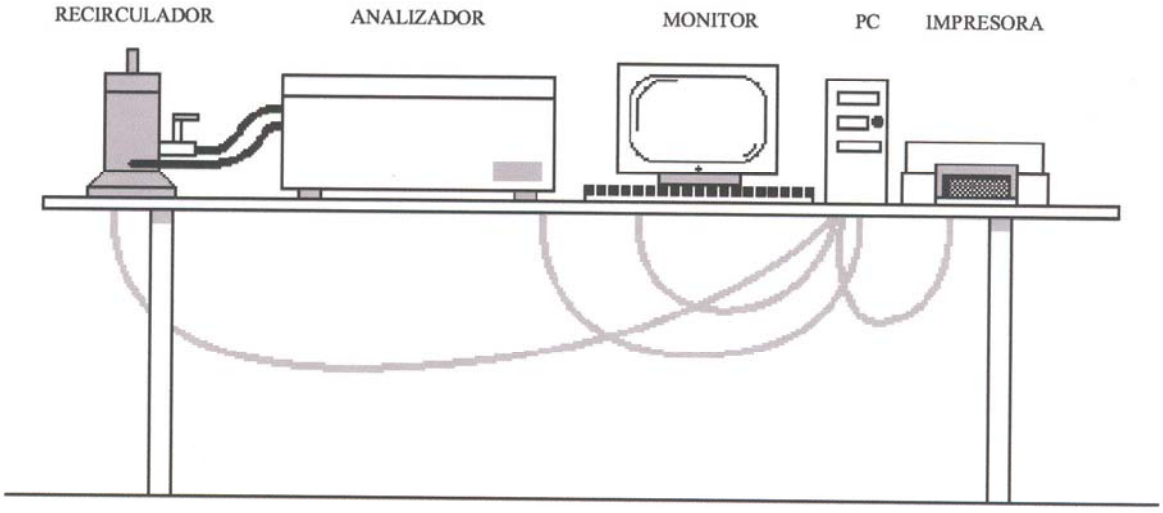



Figura 6-24 Analizador de partículas "Microtrack"

Figura.6-25 Recirculador en vía húmeda

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En las figuras 6-26 y 6-27 se pueden observar las instalaciones de cromatografía, estas nos permiten conocer la concentración de compuestos orgánicos volátiles generados, así como las concentraciones de VOC´s a la entrada y salida del condensador helicoidal.

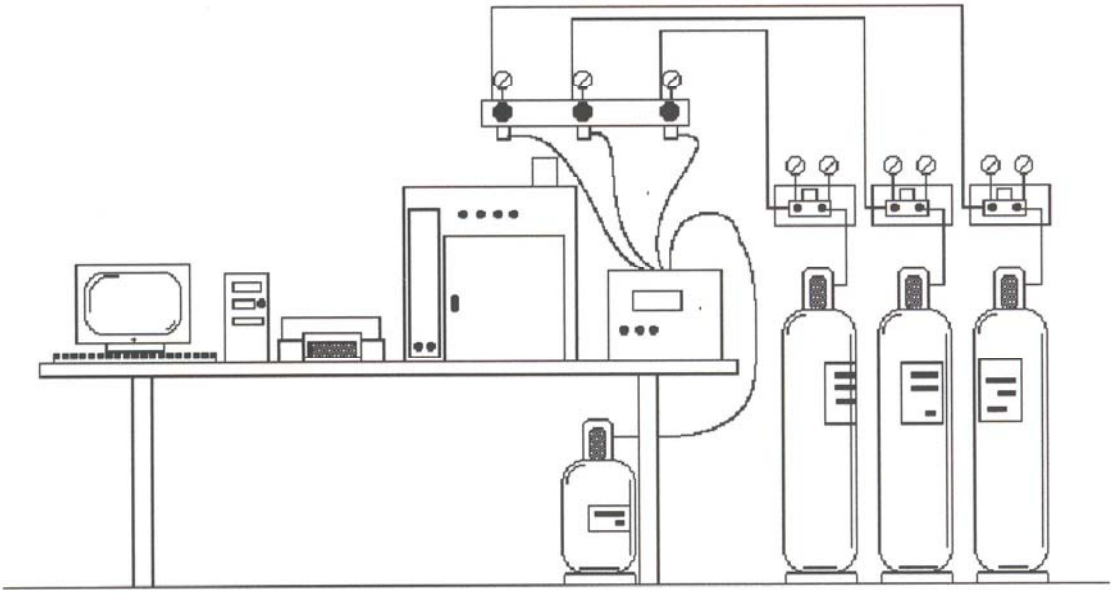


Figura 6-26 Cromatógrafo de gases

Figura 6-27 Instalación montada para el análisis de VOC´s

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

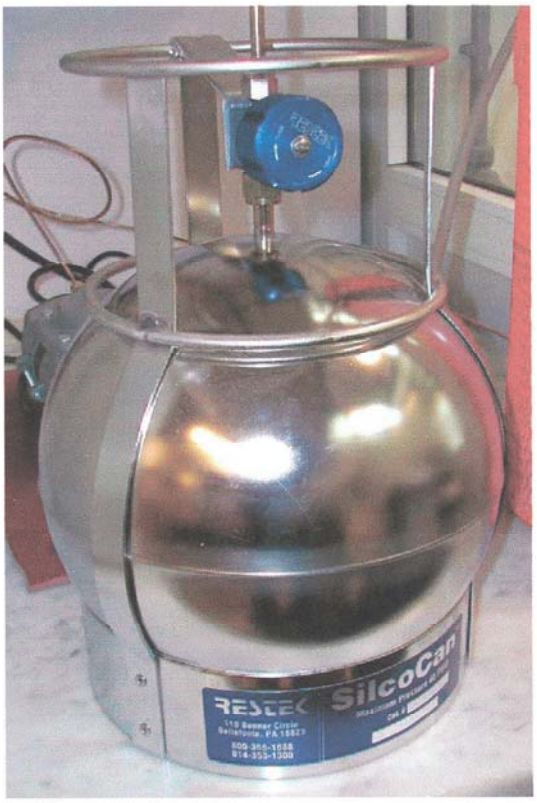



Figura 6- 28 Detalle del recipiente "Canister"

Figura 6-29 Sistema de alimentación de gases al Cromatógrafo

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Los VOC's condensados son almacenados previamente en un pequeño Dewar hasta que son recogidos mediante un Canister para ser enviados al Cromatografo y ser analizados. Las tomas de muestras de los contaminantes volátiles se hacen antes y después del filtrado para así analizar la eficiencia del FUA.

Los componentes de la instalación son los siguientes:

Cromatografo

Marca: VARIANT Modelo: CP – 3800 Accesorios: SPT + FID + VALVE
1 Ordenador "DELL" Optiplex GX-100
1 Impresora EPSON Stylus Color 460
1 Canister de Silicona-Acero Inoxidable acorde según normas EPA métodos TO-12 y TO-14

Botellas de:
Nitrógeno Comprimido
Hidrógeno
Aire Seco Comprimido
Manómetros con válvulas de presión constante

### 6-2-9 Instalación de Tomas de Muestras

El sistema de toma de muestras se puede observar en la Figura 6-30 su función principal es la obtención de las concentraciones de los sólidos particulados antes y después del FUA. Esto nos permitirá el cálculo de la Eficiencia Global de Filtración del dispositivo (FUA). Para ello hay que tener en cuenta las Normas EPA y construir los equipos según sus recomendaciones.

Los Filtros, siguiendo las Normas EPA, son deshidratados (durante un tiempo, fijado previamente), antes de su pesaje y después de la toma de muestras. Para ello los ambientes de trabajo antes y después del pesado deberán hacerse en igualdad de condiciones climáticas; haciendo uso tanto de armarios adecuados como de salas blancas (Ver figura 6-32).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

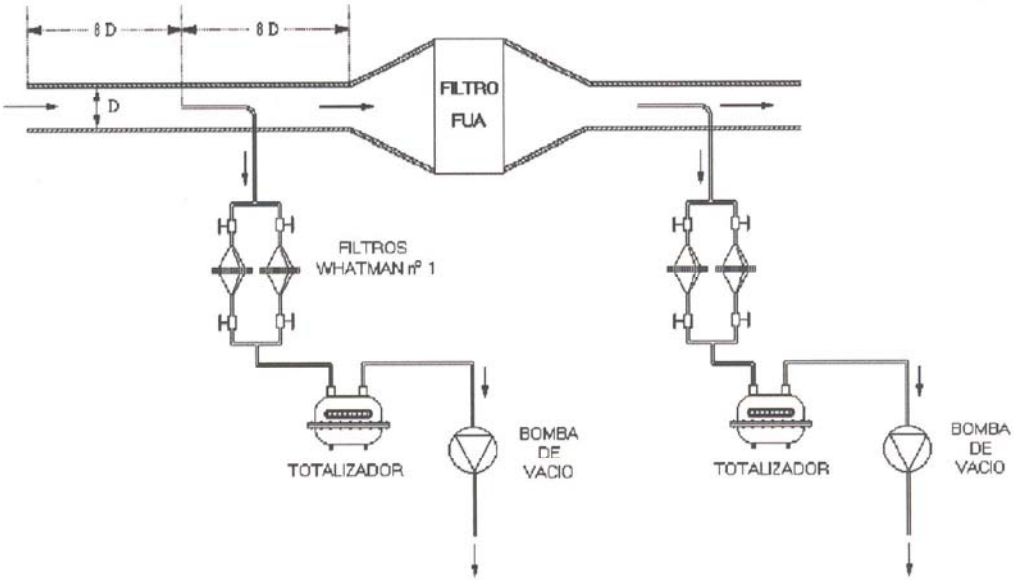



Figura 6-30 Sistema de toma de muestras de partículas

Figura 6-31 Instalación de toma de muestras de partículas

En la figura 6-31, podemos ver las instalaciones para las tomas de muestras..

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Los componentes de la instalación son los siguientes:

Filtros: " Filter Paper" Marca: WHATMAN nº 1 de 55 mm Ø
4 Portafiltros de Acero Inoxidables
8 Válvulas de paso de ½ "
2 Válvulas de paso de aguja
Balanza electrónica Marca: PRECISA Tipo 290-9840/H 40SM-200ª
Máx: 41 g / 204 g 7 dígitos.
1 Bomba de Vacío
2 Cajas secadoras de filtros.
Silica-Gel
1 Higrómetro.
1 Termómetro digital de ambiente.
Mangueras antiestáticas.
1 Deshumidificador.

Figura 6-32 Instalación realizada para el secado y pesado de filtros

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En la figura 6-32, podemos ver las balanzas usadas para el pesado de filtros, previamente introducidos en un ambiente estable y constante de temperatura y humedad para evitar posibles errores de peso por la humedad absorbida previo al pesaje.

En la figura 6-33 se muestran los tipos de filtro y portafiltro usados en los ensayos.

En la figura 6-34 se puede ver la sala climatizada para análisis tanto de partículas como de VOC´s y también para el secado y pesado de filtros.

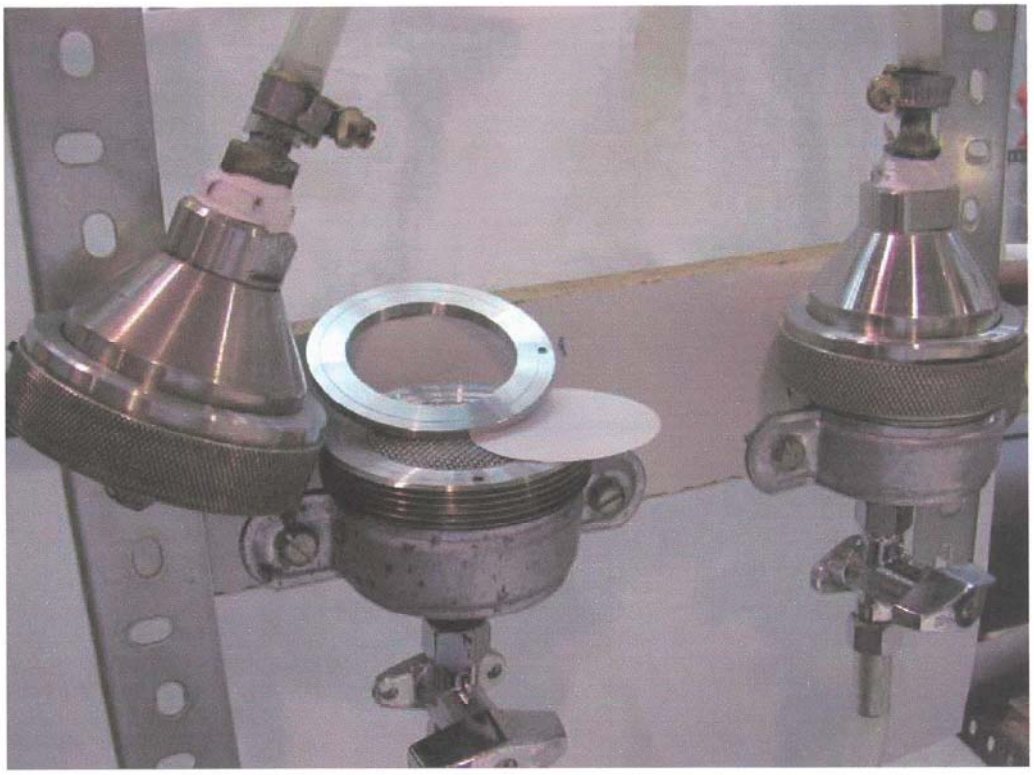


Figura 6-33 Tipo de portafiltros usados en los ensayos.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Figura 6-34 Sala climatizada de análisis de productos y filtros.

## 6-3 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN

La preparación de cada experiencia requiere de varios pasos muy importantes a tener en cuenta:

1° En el lecho fluidizado: Limpieza del mismo con la adición de la mezcla de la arena con el contaminante a ensayar, previamente medidos y pesados. Carga del alimentador con la cantidad suficiente para la duración total del ensayo. Verificación del caudal de aire seco al lecho. Velocidad y descarga del alimentador.

2° En la alimentación del agua fría al Venturi: Caudal de agua y temperatura correcta.

3° En el alimentador de Nitrógeno licuado: Verificación del caudal suministrado a la unidad.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

4º En la turbo-soplante: Caudal de aire suministrado, temperatura, humedad relativa, presión barométrica, velocidad etc.

5º Calibración de totalizadores en filtros para obtener el debido isocinetismo en las tomas de muestras.

6º En el Generador de VOC's: Carga de la cantidad de contaminante necesario para la totalidad del ensayo. Verificación de la temperatura del mismo. Calibrado del caudal de aire seco necesario.

7º Puesta en marcha y verificación del equipo de adquisición para almacenar los datos tomados.

8º En el equipo de toma de muestra de VOC's condensados, llenar el Dewar de nitrógeno liquido para el mantenimiento a baja temperatura del producto filtrado que posteriormente será analizado por el Cromatrografo.

9º Previamente y con la antelación suficiente se habrán marcados, secados y pesados los suficientes filtros Whatmans para toda la duración de los ensayos del día. Estos filtros, una vez finalizados los ensayos, volverán a ser secados y pesados para verificar la cantidad de partículas retenidas.

Esto nos permitirá obtener las concentraciones a la entrada y salida del FUA, y de esta forma calcular la Eficiencia Global de Filtración.

Con objeto de proceder a la toma de los datos experimentales, se opera de la siguiente forma:

Se pone en marcha la turbosoplante para alimentar de aire al FUA. Una vez a régimen se procede a regular el caudal requerido por el actual ensayo mediante el tubo de Pitot correspondiente, su manómetro inclinado y variador de frecuencia del motor eléctrico de la turbosoplante.

Alimentación del agua al FUA: Una vez comprobada la temperatura requerida del agua de los tanques para suministrar al Venturi del FUA y su caudal correspondiente al ensayo, se pone la bomba de alimentación en marcha y se regula, mediante válvulas, el caudal con totalizador, rotametro y numero de toberas.

En estos momentos de la puesta en marcha ya tenemos circulando por el FUA los fluidos de Aire + agua.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En el Lecho Fluidizado, se le introduce la cantidad de arena con las partículas correspondientes al ensayo. Se rellena el cargador al que previamente se le halló la cantidad de partículas alimentadas por numero de revoluciones del motor. Se le fijará la frecuencia de alimentación necesaria al variador. Y por ultimo también se le regula la alimentación requerida de aire seco al lecho mediante rotametros y totalizador. Dejándose preparado para el momento de comenzar el ensayo.

Al deposito suministrador de Nitrógeno Licuado (Dewar) se se dota de la tobera correspondiente al caudal requerido y se procede también al tarado del mismo. Dejando su apertura preparada y pendiente al momento del inicio del ensayo.

Generador de VOC's. Se procede a regularle el correspondiente suministro de aire seco mediante rotametros y totalizadores, carga del contaminante necesario y estabilizando su temperatura a 0° C. mediante un baño de hielo y agua. Dejando todo preparado hasta el momento de inicio del ensayo.

Filtros: Los filtros Whatman necesarios para el inicio del ensayo son cargados en sus correspondientes portafiltros dejándolos aislados mediante sus válvulas en espera del inicio del ensayo.

Una vez anotadas las correspondientes lecturas para el inicio, ponemos en marcha al unísono el resto del equipo, Lecho Fluidizado, Generador de VOC's., Alimentación de Nitrógeno etc.

Al observar, mediante algunas muestras previas, el estacionamiento del régimen requerido, se empiezan a tomar datos del ensayo durante el tiempo prefijado.

Todos los datos obtenidos son analizados día a día hasta obtener las conclusiones finales del sistema. Del resultado de estos ensayos obtenemos la optimización de las diferentes variables de operación, caudal de aire y agua, caudal de nitrógeno, temperaturas de entrada y salida del condensador, concentraciones de VOC's generadas y cantidad de partículas elutriadas.

Estas variables nos permitirán conocer el comportamiento dinámico del Filtro por Ultracongelación Atomizada, (FUA).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## 6-4.- Resumen

En este capitulo, se ha descrito el dispositivo de filtración utilizado así como sus componentes principales que han servido para evaluar el comportamiento del mismo: Generador y alimentador de partículas, Generador de VOC's, Sistema frigorífico de enfriamiento y alimentación de agua fría. Alimentador de aire seco. Equipo de adquisición de datos. Deposito y alimentador de Nitrógeno licuado. Se han descrito asimismo, los procedimientos experimentales, así como aquellas técnicas de análisis empleadas para la determinación de las concentraciones adquiridas durante las tomas de muestras correspondientes.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# CAPÍTULO VII

# RESULTADOS Y DISCUSIONES

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# 7 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

## 7.1 INTRODUCCIÓN

En este capitulo se describen los resultados experimentales de este trabajo en base a conseguir los objetivos propuestos en el primer capitulo.

Este trabajo esta organizado en varios apartados donde se recogen los resultados de las distintas tomas de datos experimentales de los procesos de filtración de contaminantes particulados y VOC´s.

Estas tomas de datos experimentales se han agrupados de la forma siguiente:

- GENERACIÓN DE AEROSOLES

En el primer grupo de estas experiencias, generación de aerosoles, se determinan aspectos fundamentales en la generación y transporte de partículas generadas por el lecho fluidizado, tamaño de arena en el lecho, propiedades del lecho, mínima fluidización y perdida de carga.

- FILTRACIÓN

En el segundo grupo, se estudia el proceso de filtración de gases contaminantes que ocurre en el Venturi del Filtro por Ultracongelación Atomizada, (FUA), investigando la influencia de las siguientes variables: Caudales de liquido-gas, temperaturas del liquido, tamaños de partículas filtradas, etc.

- GENERACIÓN DE VOC's

En el tercer grupo de experiencias se determinan los aspectos fundamentales sobre la generación de compuestos orgánicos volátiles (VOC´s). Partiendo del generador de VOC´s que es una columna de burbujeo, se generan variadas concentraciones de VOC´s que luego serán recuperadas en el Condensador Helicoidal. Los compuestos orgánicos ensayados fueron: (Acetona, Metanol, Hexano, Benceno.. etc.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

- CONDENSACIÓN DE VOC´s

En el cuarto grupo de experiencias se determinan aspectos fundamentales en la condensación de VOC´s. como son: Distribución de temperaturas, Eficiencias de recuperación de VOC´s, Optimización del condensador, formación de hielo, etc.

## 7.2 GENERACION DE AEROSOLES

En este apartado se presentan las experiencias de generación de partículas en el rango de tamaños de 1 – 10 μm usando un generador de lecho fluidizado.

### 7.2.1 Generación de aerosol usando un lecho fluidizado

Para la obtención de los datos experimentales de generación de partículas se ha utilizado un lecho fluidizado, cuyas dimensiones son 94 mm. de diámetro interior y una altura de 1,78 m., desde el distribuidor hasta la salida del aerosol El distribuidor consistía en un plato perforado de acero inoxidable, habiendose calculado en base a la referencia [3].

Para la obtención del aerosol de $CaCO_3$, se procede mezclando cantidades determinadas de arena y carbonato cálcico, que se vierten por primera vez, en el lecho por la parte superior, manteniendo el generador ligeramente inclinado para la mezcla se deslice sobre la pared hasta el fondo del lecho.

A continuación se arranca el lecho fluidizado, a una velocidad próxima a la de mínima fluidización, con objeto de obtener una mezcla adecuada del aerosol antes de proceder a la generación de particulas.

A medida que el lecho elutria las partículas se va autoabasteciendo del alimentador, del cual le hemos dotado para estos ensayos y con el fin de que la concentración a lo largo del mismo sea siempre constante.

La concentración constante de partículas que se elutrian del lecho, se consigue usando un nuevo dispositivo [1] de generador de lecho fluidizado con alimentador de embolo, controlando la masa de partículas que entran en el lecho con el tiempo y haciendo uso de un motor-reductor

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

controlado por un variador de frecuencia nos permite obtener una concentración de partículas contaminantes prácticamente constante con el tiempo de operación.

7.2.1.1. Caída de presión en el lecho fluidizado

Para la realización de estos ensayos se procede al montaje del generador de aerosol según se muestra en la figura (7-1), donde por medio del regulador de presión, se mantiene una presión constante de aire seco de 5 Bar en la línea de alimentación hasta el rotámetro y totalizador, en cuya entrada se dispone de una válvula de regulación del caudal (tipo aguja) que permite aumentar paulatinamente la velocidad del gas. Para cada velocidad del gas, se hará una lectura de la presión antes del distribuidor y en la base del lecho.

El diagrama $\Delta P - u_0$ es particularmente útil como indicador del tipo de fluidización obtenido, especialmente cuando no es posible una visión directa, que no es el caso que nos ocupa por ser trasparente, Por otra parte, nos va a servir para la determinación de la velocidad de mínima fluidización.

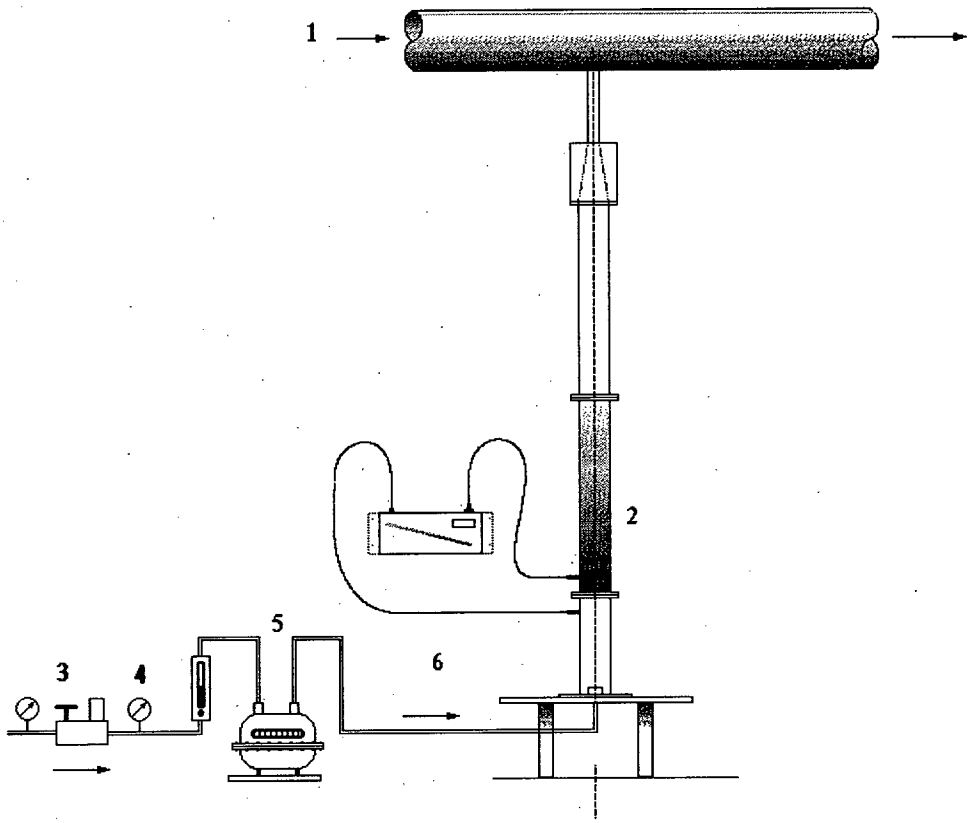



Figura 7-1 Montaje para la determinación $\Delta P - u_0$ en el lecho fluidizado.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

El procedimiento de ensayo consiste en abrir la llave de corte (3), que suministra el aire seco al generador de lecho fluidizado y que mantiene, por medio de un regulador, una presión constante en la línea que es leída en el manómetro (4), manteniéndose una alimentación de aire seco constante.

La velocidad del gas, $u_0$, se fija y determina con el rotámetro y totalizador (5), que equipa una válvula reguladora de caudal, y por medio de los dispositivos de lectura de presión montado a la salida del rotámetro y en el lecho fluidizado (2).

La lectura de presión se efectúa con un manómetro inclinado de columna de liquido conectado en la base del lecho, antes y después del distribuidor, con objeto de determinar, por la diferencia de presiones, la perdida de carga en el distribuidor.

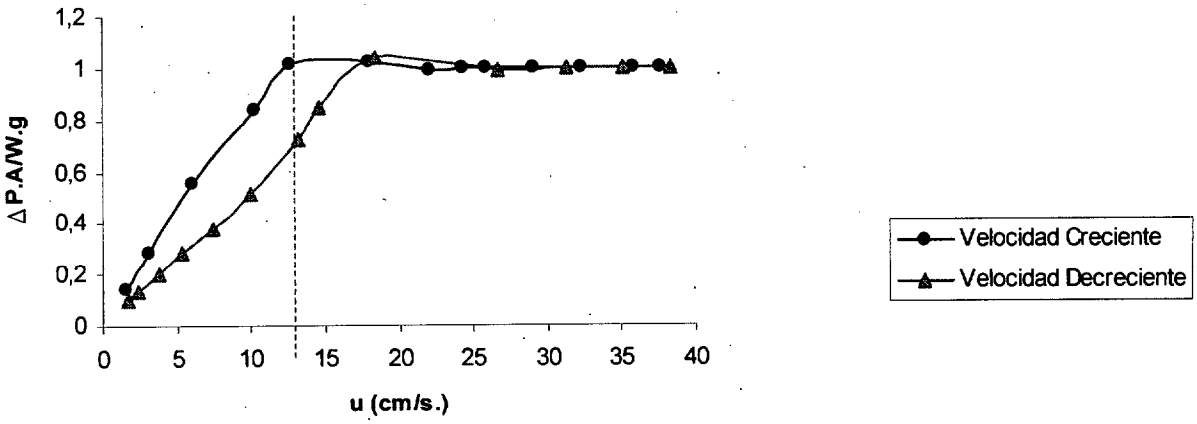



Figura 7-2 Velocidad mínima de Fluidización

A continuación vamos variando la velocidad del gas y midiendo la perdida de carga del lecho, se observa que a medida que la velocidad aumenta, la perdida de carga del lecho aumenta. Si seguimos aumentando la velocidad , empieza a suceder transformaciones visuales en el lecho, debida a las burbujas de aire que atraviesan el relleno.

Posteriormente, al aumentar un poco la velocidad del gas se produce la expansión del lecho y comienza la fluidización, llegado este momento, se produce prácticamente una estabilización de la perdida de carga.

En la figura 7-2, se puede ver este proceso de fluidización, donde representamos el parámetro adimensional $\Delta P^*$ frente a la velocidad superficial del gas. A partir de aquí, se calcula la velocidad mínima de

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Fluidización (13,6 Cm/s). Detalles de esta velocidad mínima de fluidización se dan en [2-3], verificándose que está en función del índice de fluidización $\Delta P^*$,

$$\Delta P^* = \frac{\Delta P \cdot A_b}{W_b \cdot g} \qquad (1)$$

que es la relación entre la perdida de carga sobre el lecho al peso del lecho por unidad de área, $A_b$ . Donde $W_b$ es la masa del lecho, $\Delta P$ es la perdida de carga y g es la aceleración de la gravedad.

7-2-1-2 Generación de partículas contaminantes

La generación de partículas se ha realizado utilizando el lecho fluidizado de la figura (7-3), cuyas partes características han sido descrita en el capitulo 6.

El material del lecho fluidizado era arena con un tamaño de partícula comprendida entre 350 - 500 micras y como material contaminante se usó carbonato cálcico Ca $CO_3$ con un diámetro medio de 1.77 y 4.53 micras.

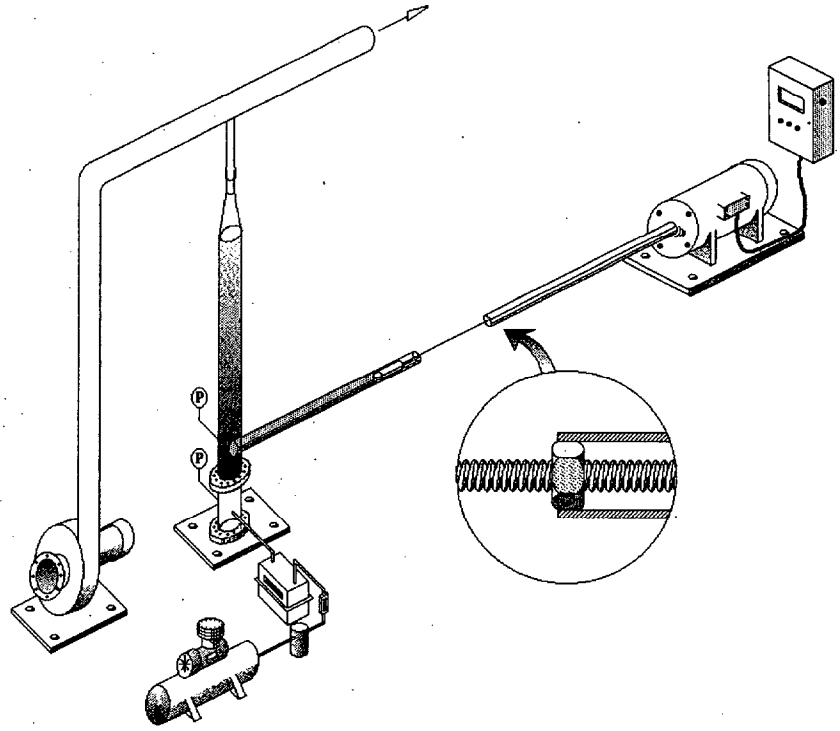


Figura 7-3 Esquema del Lecho Fluidizado utilizado

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

El lecho fluidizado usado tenía un diámetro interno de 9.4 cm y una altura 1.78 m, a partir del distribuidor que consistía de un plato perforado de acero inoxidable, habiéndose calculado el numero de agujeros de acuerdo a la teoría de la fluidización. [3].

En la figura 7-3 se puede ver un esquema del lecho utilizado, ya que las partículas contaminantes fueron suministradas por medio de un cilindro perpendicular accionado por un pistón, donde su velocidad de giro era controlada por un Variador de Frecuencia, verificándose que se podía controlar la masa de contaminante (Ca $CO_3$) añadida al lecho en función de numero de vueltas a las cuales giraba el eje.

Esto nos permitía que conocido el caudal de aire que atravesaba el lecho o la velocidad de fluidización, podíamos obtener diferentes concentraciones de sólidos particulados, que posteriormente eran elutriados por el lecho fluidizado. Estos atravesaban el cono de salida del lecho e iban directamente a la conducción principal de la instalación, y desde ahí entraba por la parte superior del FUA, hasta llegar al Venturi donde se procedía al proceso de filtración.

En la figura 7-4, se puede observar la variación de la masa de partículas elutriadas por el generador de partículas de lecho fluidizado, verificándose que la masa generada de partículas es aproximadamente de 135 gramos al cabo de 105 minutos de operación.

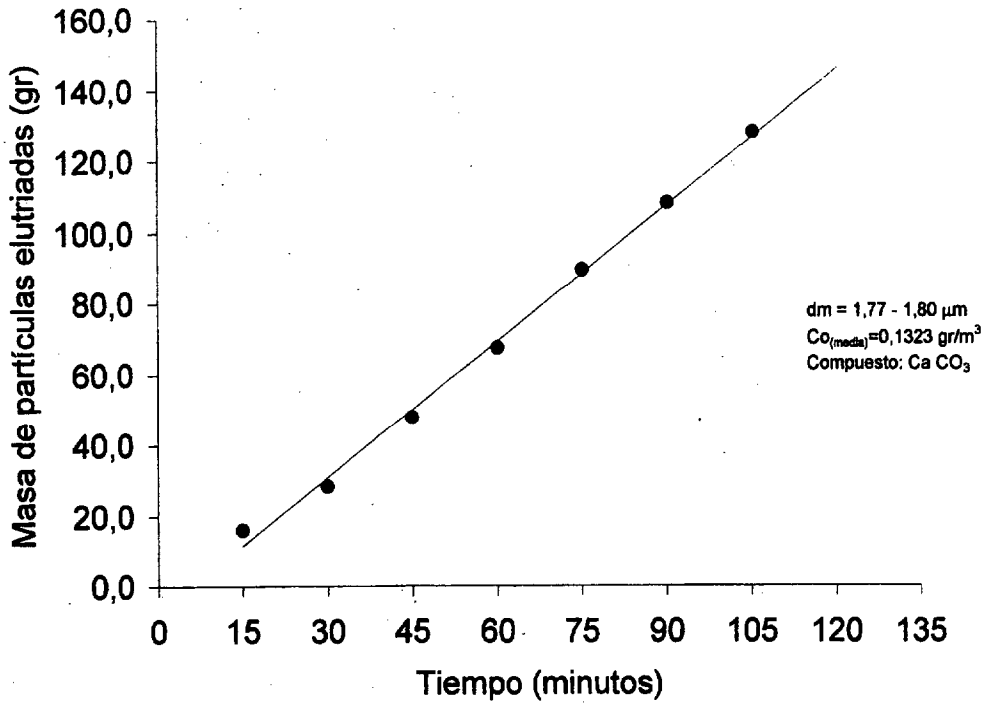



Figura 7.4 Variación de la masa de partículas elutriadas

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En dicha figura también se observa la linealidad en la generación de partículas lo que es un indicador del buen funcionamiento del lecho fluidizado al cabo del tiempo, estableciéndose la concentración media de partículas generadas en 0.1323 $gr/cm^3$. Esta concentración media fue medida para variados tiempos de operación, después de establecerse el isocinetismo en el proceso de generación. La masa de partículas elutriadas era recogida en unos filtros absolutos, estos filtros eran pesados cada cierto tiempo, y teniendo en cuenta el caudal del gas que circulaba por el proceso, nos permitió calcular las diferentes concentraciones de aerosol generadas en el lecho fluidizado.

En la figura 7-5, se puede observar la variación de la concentración del contaminante usado ($Ca\ CO_3$) en el proceso de filtración con el tiempo de operación. Se observa que la concentración generada es prácticamente constante, lo que es buen indicativo para el estudio dinámico del proceso de filtración.

Se observa también, que las primeras muestras del lecho se han recogido en los filtros absolutos al cabo de 15 de minutos de operación, todo ello, en base a evitar la generación de finos iniciales, que se produce normalmente al arrancar un lecho fluidizado de este tipo.

Debido a que el proceso de fluidización es complicado y tenemos segregación, mezcla, elutriación y atricción. Y ante, la posibilidad de obtener concentraciones de partículas variables, se fluidizó al principio del proceso la mezcla de arena + partículas vigorosamente, para evitar la influencia de las partículas mas finas que puede estar o ser elutriadas libremente o estar aglomeradas con otras partículas finas o ligadas a partículas mayores. Este fenómeno ya ha sido descrito por Tien y col. [4] y Macias-Machín y col. [5], ya que es necesario dejar fluidizar las partículas al menos 10 minutos al comienzo del proceso de fluidización para evitar la influencia de las partículas finas sobre la filtración de gases, con objeto de obtener resultados reproducibles.

En la figura 7-5, de la observación de los datos experimentales, se puede predecir que la concentración de partículas elutriadas es prácticamente constante. Esto es de vital importancia a la hora de poder establecer las Eficiencias Globales de Filtración del Venturi, ya que si estas no fueran constantes a lo largo del tiempo se cometerían errores al estudiar el comportamiento dinámico del dispositivo. En nuestro caso se ha trabajado con concentraciones de partículas que oscilan entre 0.10 - 0.60 $gr/m^3$, lo cual nos permite estudiar el comportamiento del filtro en diferentes condiciones de operación.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Las variaciones de concentración de partículas con el tiempo, se realizaron para variados caudales de gas y masa de partículas introducidas en el lecho ($CO_3$ Ca), en base a variar la frecuencia del variador eléctrico de frecuencia. En todos los casos ensayados en los cuales las concentraciones de sólidos particulados que variaban de 0,1 – 0,6 gr/m$^3$ se observó que la concentración de partículas elutriadas con el tiempo era prácticamente constante.

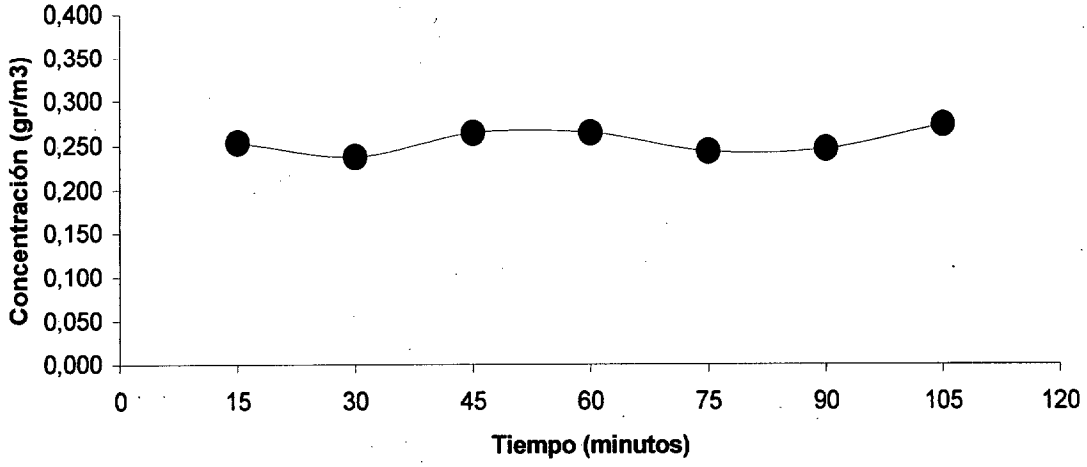



Figura 7.5 Variación de la concentración de partículas con el tiempo.

## 7.3 FILTRACIÓN DE GASES CONTAMINANTES

Los ensayos de filtración se realizaron en un Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA), el proceso de limpieza de gases contaminantes se realizó en el Venturi con un DI de 60 mm y para diferentes relaciones L/G, es decir, caudal de agua suministrado al Venturi en litros por metro de cúbico de gas contaminante que pasaba por el FUA. Estas relaciones líquido/gas variaban entre 0.6 - 1. El material contaminante utilizado era carbonato de calcio, con un tamaño medio de grano que variaba entre 1.77 y 4.53 μm.

Los ensayos se realizaron a diferentes temperaturas del agua suministrada al FUA, estas estaban comprendidas entre 0 y 25 °C y para caudales de gas comprendidos entre 144.84 y 241,40 m$^3$/h de gas. El procedimiento experimental consistió en la generación de partículas por medio del lecho fluidizado que eran transportadas hasta el Filtro por Ultracongelación Atomizada, depositándose las partículas contaminantes en las gotas de agua inyectadas por las tres toberas que se encontraban a la entrada del Venturi. Estas toberas tenían un caudal nominal de 48.28 l/h, por lo que el caudal de agua suministrado al Venturi, y que se mantuvo constante durante todo el proceso de filtración fue de 144.84 l/h.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Las concentraciones de sólidos particulados a la salida y entrada del filtro fueron determinadas por muestreo isocinético. Las muestras fueron recogidas sobre filtros absolutos de la marca Wathman n° 1, esto nos permitía por pesada de los mismos conocer las concentraciones a la salida y a la entrada del Filtro por Ultracongelación Atomizada, y a partir de estas la Eficiencia Global de Filtración del dispositivo que viene dada por:

$$E = (C_o - C) / C_o \qquad (2)$$

donde E, es la Eficiencia Global de Filtración, $C_o$ es la concentración de aerosol a la entrada del filtro y C es la concentración de aerosol a la salida del Filtro por Ultracongelación Atomizada, (FUA).

En la figura 7-6, se puede observar un esquema de las sondas isocinéticas usadas, que ha sido diseñada por nuestro grupo de investigación.

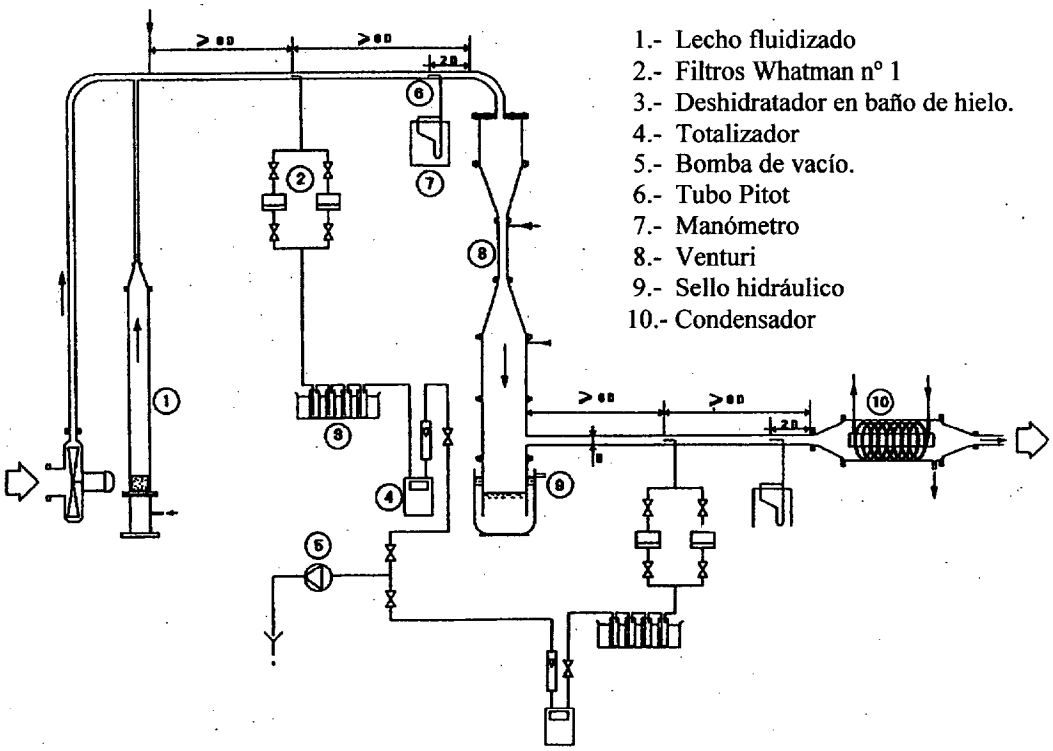



Figura 7.6 Tomas isocineticas de muestras

Basándose en las Normas EPA [6] y ANSI/ASME [7], esto nos permite obtener unas concentraciones de partículas en el proceso adecuadas , basándonos en el proceso isocinetico de medida, esto es una

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

garantía para el calculo y utilización de las variables experimentales que nos permite investigar el proceso de filtración de gases contaminantes.

Los ensayos de filtración de las partículas contaminantes se realizaron a diferentes concentraciones de aerosol, estas variaban entre 0.1 – 0.6 gr/m$^3$, a la temperatura ambiente, pudiéndose observar que en todos los casos, se utilizó Ca $CO_3$ , con variados tamaños medios de partícula 1.77 – 4,53 micras. Esto fue debido a que los ensayos con nuevos dispositivo de filtración se realizan con tamaños de partículas menores a 10 micras, ya que para partículas mayores a 20 micras, ya existen dispositivos en el mercado que pueden retener los sólidos particulados que llevan determinados gases contaminantes.

En la figuras 7-7 y 7-8, se presentan los datos experimentales del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA), que usa como medio líquido agua a diferentes temperaturas, estas variaban entre 0 y 25 °C .

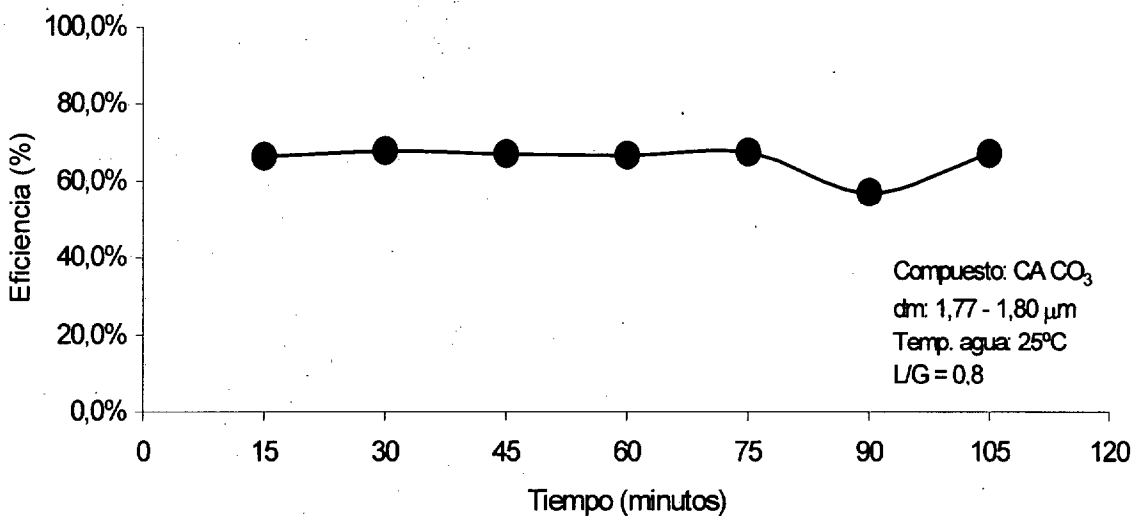



Figura 7-7 Eficiencia de filtración del FUA para la relación L/G = 0,8

En la figura 7-7, se representa la Eficiencia Global de Filtración, E, con respecto al tiempo de operación, observándose que las eficiencias de filtración variaban entre un 60 % y un 67 %, para una relación L/G de 0.8 Esto es debido fundamentalmente a que a la temperatura del agua, ya que se verifica, como veremos en resultados posteriores que a medida que baja la temperatura aumenta la Eficiencia Global de Filtración, E.

Estas eficiencias de filtración de partículas tan bajas es debido fundamentalmente al tamaño de partículas tan bajo (1,77 – 1,80 µm) y la

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

relación liquido-gas, ya que se ha demostrado que a medida que esta aumenta, también se produce un aumento de la Eficiencia Global de Filtración.

En las figura 7-8, se observa también el comportamiento dinámico del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA), observándose que a medida que la temperatura se ha reducido pasando de 25 a 0 °C , se obtienen Eficiencias Globales de Filtración comprendidas entre el 98 al 99.5 %.

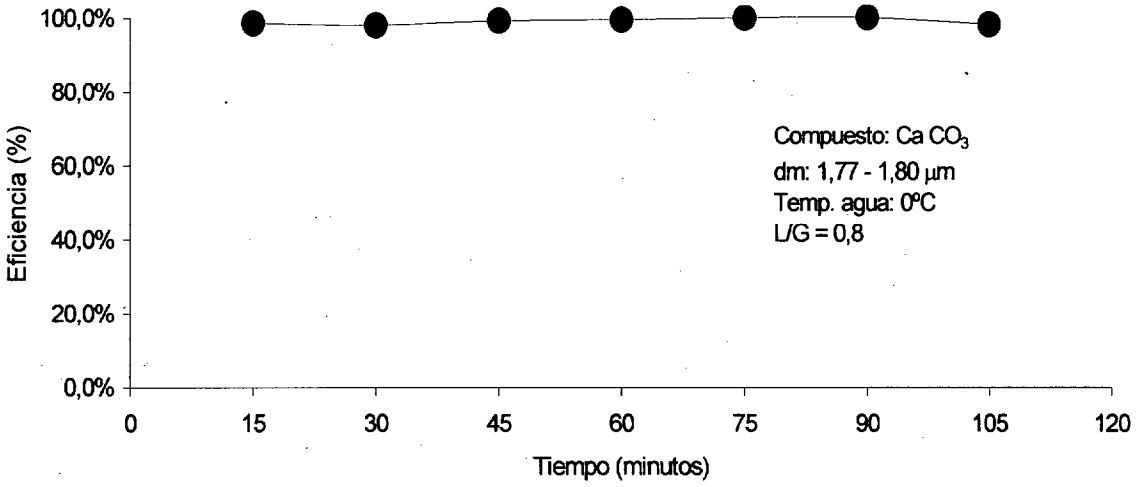



Figura 7-8 Eficiencia de Filtración del FUA a la temperatura de 0° C

Actualmente, aún no se ha descrito esto, en la literatura, y es la primera vez que se reporta esta singularidad. En un trabajo científico reciente, realizado por Macías-Machín y col. [8], se pueden observar más detalles sobre el particular.

Se observa que las mismas condiciones de operación, concentración de partículas, tamaño de partícula, caudal de aire y caudal de agua, pero variando la temperatura del agua de entrada al Venturi, en base a utilizar un intercambiador de Tanque Agitado conectado a un sistema de refrigeración de compresión de vapor usando R-22 como refrigerante, podemos variar la temperatura del agua inyectada en el Venturi desde 25 a 0° C, verificándose que cuando la temperatura del agua inyectada es de 0° C, se produce las más altas eficiencias de filtración, para tamaños de partículas tan pequeñas [8].

El proceso físico de este aumento de la eficiencia, sus ecuaciones físicas, el mecanismo de captura de partículas, y las variables que intervienen en el proceso, aún no se han descrito en la bibliografía.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En un trabajo reciente de Macias-Machín y col. [9], se investigan diferentes condiciones de operación, observándose también la influencia de la relación (L/G) en estos procesos de filtración de partículas.

En la figura 7-9, se puede observar el proceso de filtración a una temperatura del líquido de 0 °C, pero en este caso se ha representado la Penetración del Filtro, frente al tiempo, la penetración del Filtro se define partiendo de la Eficiencia Global de Filtración:

$$E = \frac{C_0 - C}{C_0} \quad ; \quad E = 1 - \frac{C}{C_0} \tag{3}$$

donde el termino $C/C_0$ es denominada Penetración de las partículas en el filtro,

es decir

$$P = C/C_0 \tag{4}$$

donde C es la concentración de partículas a la salida del filtro y $C_0$ es la concentración inicial de partículas que entran al FUA y que han sido elutriadas a partir del generador de partículas. Observándose en este caso que las partículas retenidas en el FUA es prácticamente total, cuando utilizamos agua a cero grados centígrados y con tamaños de partículas medios del orden de 1.77 micras. Los parámetros de operación en este caso fueron los siguientes: El caudal de agua utilizado fue de 144.84 l/h mientras que el caudal de gas era 181.05 $m^3/h$, con una concentración de partículas de 0,1323 $gr/m^3$.

### 7-3-1 Efecto de la relación L/G

En la figura 7-10, se puede observar el efecto de la relación Caudal de Líquido/ Caudal de Gas sobre la Eficiencia Global de Filtración, verificándose que a medida que relación L/G, aumenta la eficiencia de retensión de partículas en el Venturi. Así en el caso de que la temperatura del agua inyectada en el Venturi sea de 25 °C, la Eficiencia Global de Filtración aumenta en aproximadamente un 4%, cuando la relación L/G pasa de 0.6 a 1.

Ya que, es bien conocido a partir de la literatura que la eficiencia global de filtración aumenta con la relación L/G, es decir, con la cantidad de agua añadida por volumen de gas y con el incremento de la velocidad del gas en la garganta del Venturi [10-11].

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Sin embargo, a altas velocidades del gas y altos caudales de agua suministrados dan lugar a altas perdidas de cargas. Por tanto, existe una relación funcional entre la eficiencia global de filtración y la energía utilizada, si queremos optimizar el funcionamiento del Venturi, para obtener la máxima eficiencia de separación con la mínima perdida de carga.

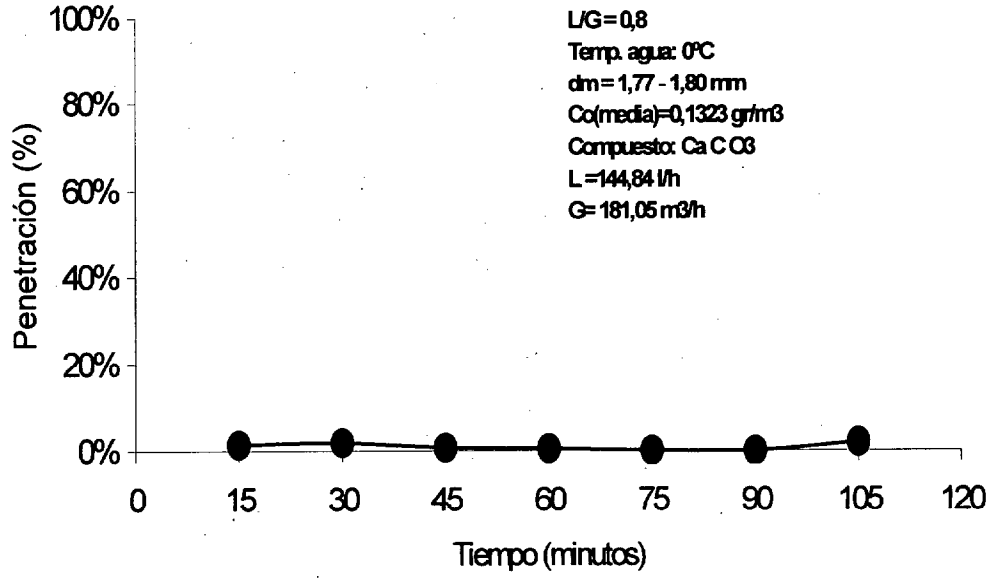



Figura 7-9 Variación de la Penetración de las Partículas

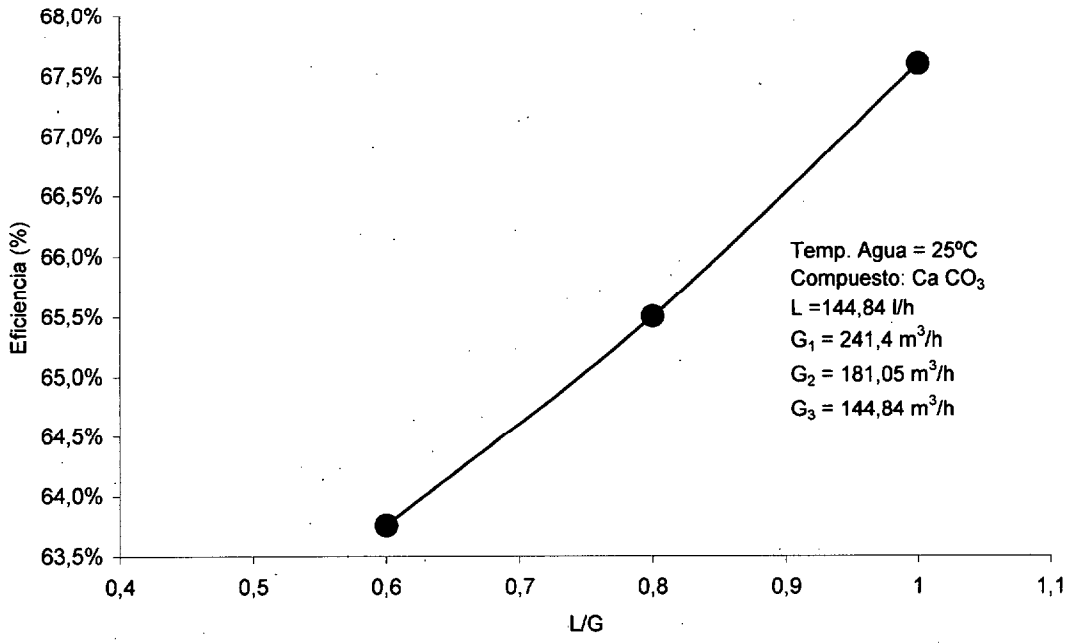



Figura 7-10 Eficiencia de Filtración del FUA según la relación L/G.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Por otra parte, este efecto es más acusado en la figura 7.11, donde la temperatura del agua inyectada en el Venturi es de 0 °C, esto hace que mejore la Eficiencia Global de Filtración de manera fortuita. Se observa que esta aumenta en un 25 a 34%, dependiendo de la relación L/G.

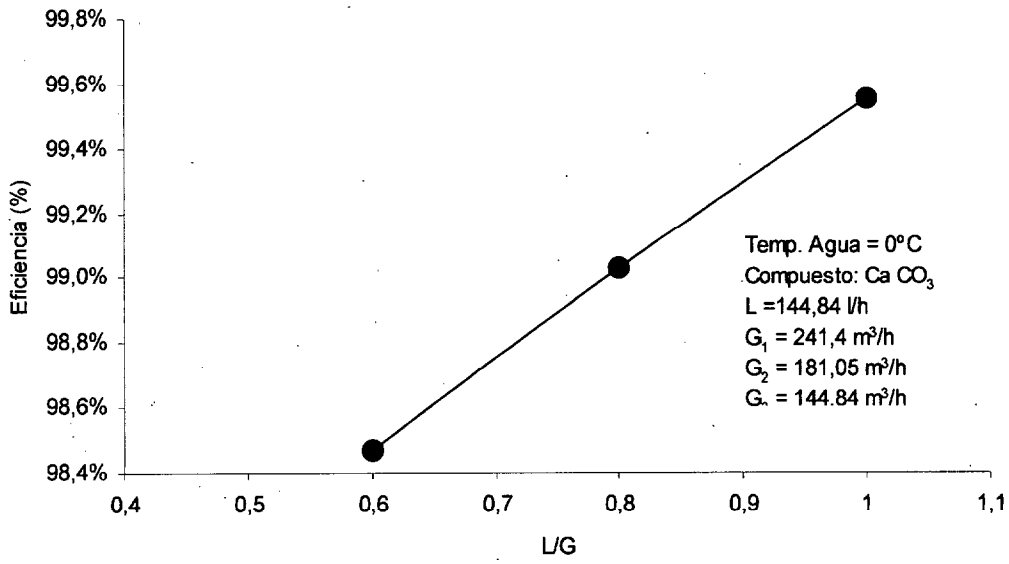



Figura 7-11 Eficiencia de filtración del FUA según la relación L/G a la temperatura de 0° C

Al observar las figuras anteriores sobre la toma de datos experimentales se puede observar, la relevancia que puede tener este fenómeno en los procesos de filtración y la posible aplicación de los Sistemas de Refrigeración de Vapor a las Tecnologías de Separación.

Debido a que la perdida de carga es el criterio mas importante para el diseño de un Venturi-Scrubber desde el punto de vista económico, se observa en la figura 7-11 que manteniendo las mismas relaciones (L/G) que en la figura 7-10, pero con solo reducir la temperatura del fluido de 25° C a 0° C, la Eficiencia Global de Filtración aumenta en un máximo de un 34%. Esto puede tener una gran importancia en el diseño de estos equipos con la introducción de los sistemas de refrigeración en estos tipos de Tecnologías, ya que, lo que sería necesario un adecuado estudio económico, para poder conocer el alcance de este fenómeno físico.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

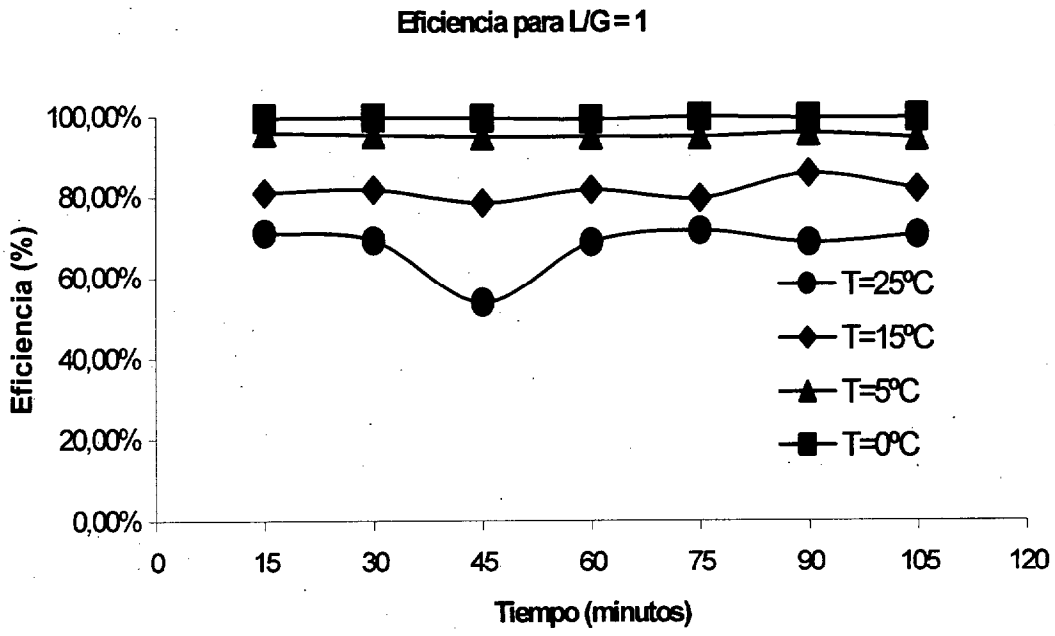



Figura 7-12 Eficiencias a distintas temperaturas con L/G = 1

En la figura 7-12, se puede observar la influencia de la temperatura del agua inyectada en el Venturi sobre la Eficiencia Global de Filtración del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA), para el caso de la relación L/G = 1.

En el caso anterior, al disminuir la temperatura del agua inyectada se produce un aumento considerable de retención de partículas, para el caso mas favorable de operación , que es la relación L/G = 1. En este contexto, se observa que la disminución de la temperatura del agua, permite las más altas eficiencias para una misma perdida de carga en el Venturi.

En el caso de querer predecir las condiciones que deben ser utilizadas para una utilización optima del caudal de líquido inyectado y la obtención de altas eficiencias de separación, puede utilizarse el número de Venturi, recientemente propuesto en [12], para posteriormente utilizar un sistema de enfriamiento de agua inyectada, lo que es una garantía de obtención de altas eficiencias de filtración de partículas.

Por otra parte, se verifica que a medida que aumenta la relación L/G, esto también da lugar a un aumento de la Eficiencia Global de Filtración del Venturi. En la figura, se puede observar que es recomendable enfriar el agua de inyección al Venturi, ya que ello reporta una mayor limpieza de los gases contaminantes, este hecho en nuestro caso permitirá que la cantidad de sólidos particulados que pueden llegar hasta la 2° parte del FUA (Condensador Helicoidal), disminuya.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Esto nos permite obtener una recuperación de los Compuestos Orgánicos Volátiles de mayor calidad y pureza.

De la comparación de las figuras 7-13 a 7-15 podemos observar la influencia que tiene la temperatura del agua, ya que a pesar de haber variado la relación entre la cantidad de agua inyectada en el Venturi (L) y el volumen de gas a filtrar (G), se verifica que la disminución de la temperatura del agua en todos los casos permite la obtención de las mas altas Eficiencias Globales de Filtración, (E).

En la figura 7-16, tenemos una comparación de diferentes condiciones de operación, ya que, hemos variado la relación L/G entre 0,6 y 1, observándose que las variaciones de la Eficiencia Global de Filtración, son prácticamente las mismas, es decir se obtienen unas eficiencias de separación comprendidas entre el 98,5 y 99,5 %, garantizándose de esta forma en un alto porcentaje la limpieza de gases contaminantes con sólidos particulados de muy bajo tamaño de partículas.

Por último, esta mejora desde el punto de vista físico del proceso de separación aún no se ha determinado su porque ó la influencia de los diferentes mecanismos de filtración sobre el particular de la disminución de la temperatura, pero esto es un hecho que esta ahí, y permite mejorar enormemente la Eficiencia Global de Filtración del FUA.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

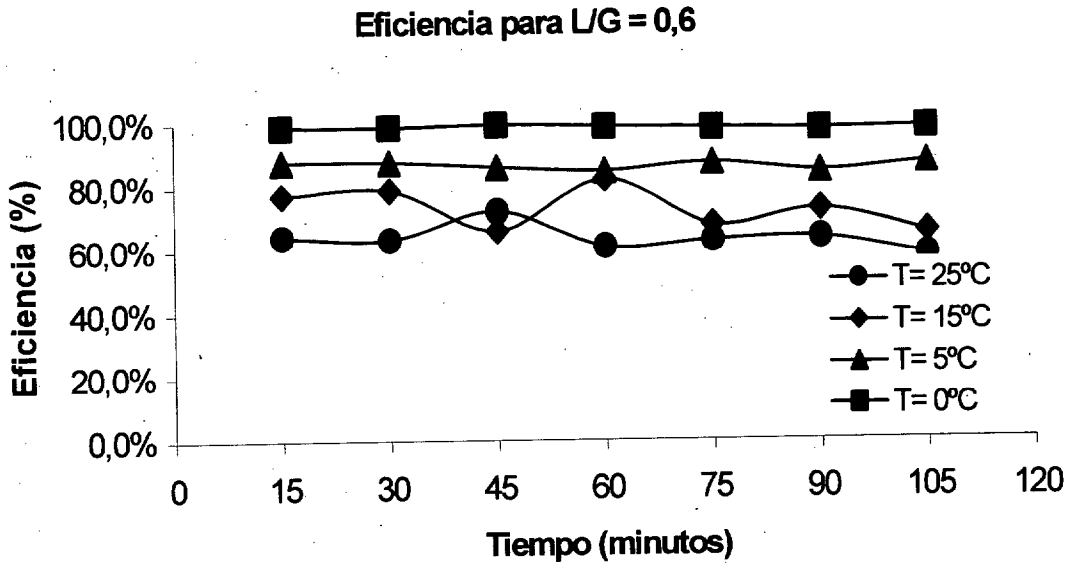



Figura 7-13 Eficiencias a distintas temperaturas con L/G = 0,6

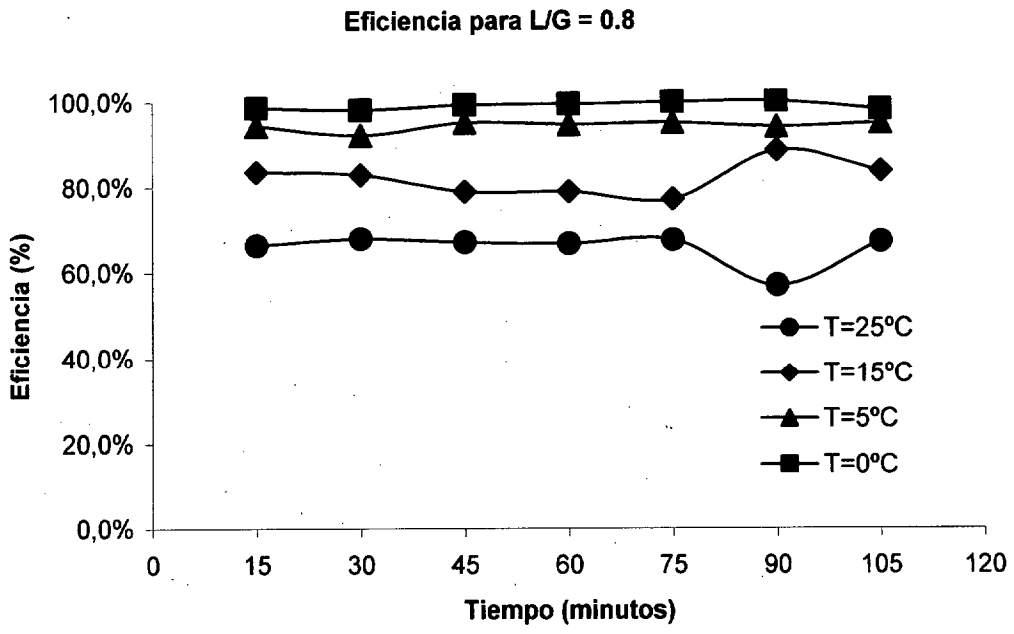



Figura 7-14 Eficiencias a distintas temperaturas con L/G = 0,8

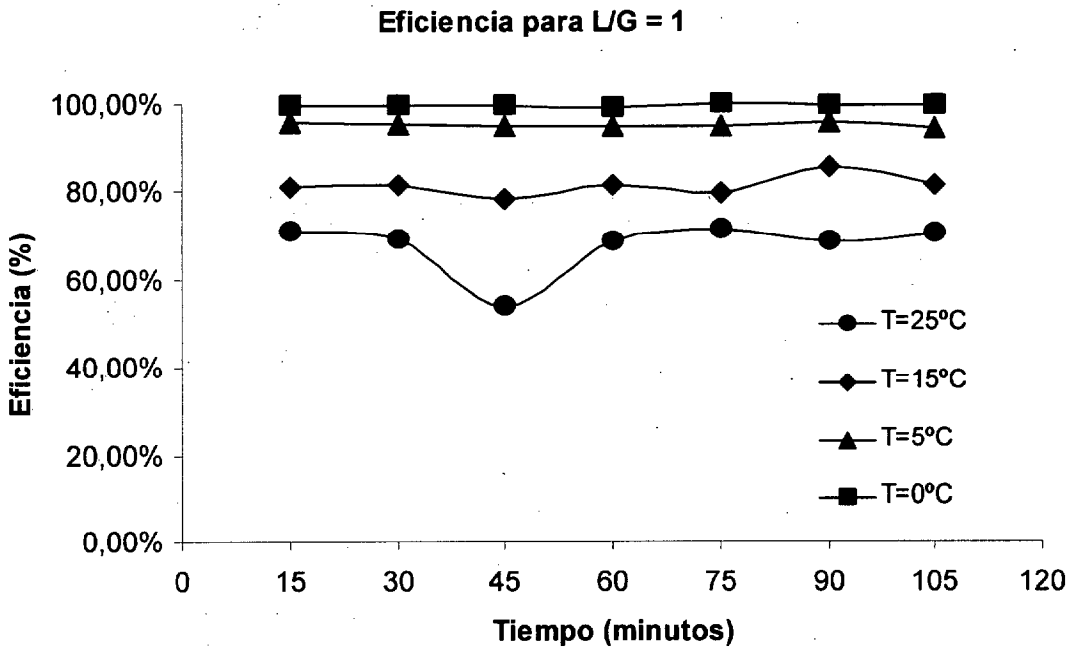



Figura 7-15 Eficiencias a distintas temperaturas con L/G = 1

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

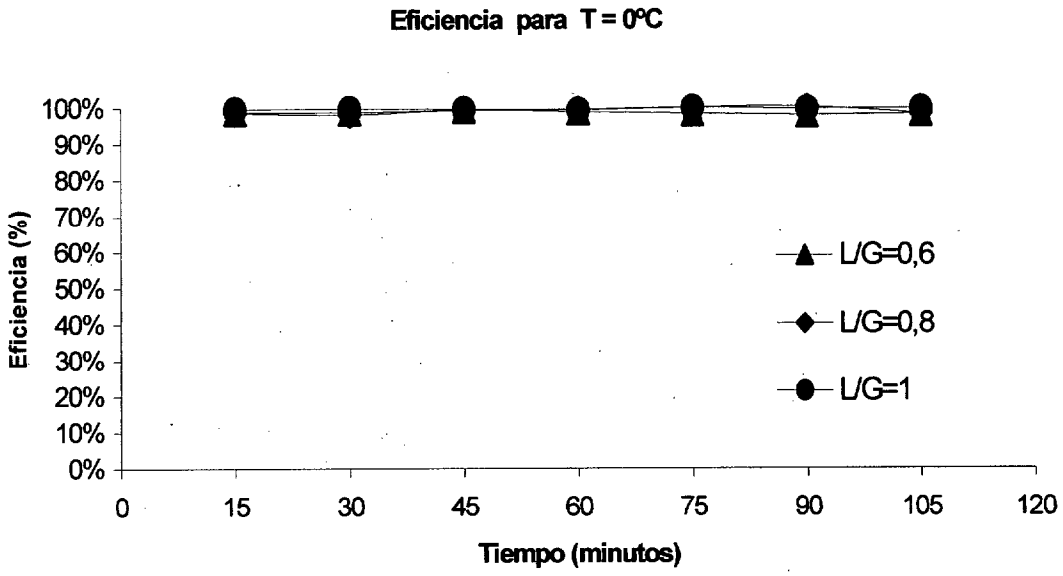



Figura 7-16 Eficiencia Global de Filtración del Venturi para diferentes L/G, y temperaturas de agua inyectada de 0° C.

## 7-3-2 Perdida de carga

No solo la eficiencia global de filtración del Venturi es un parámetro importante a considerar en estos equipos de filtración de gases contaminantes, también influyen la perdida de carga, el flujo de gas contaminante y velocidad en la garganta así como la geometría del Venturi, aunque en determinadas condiciones de operación el funcionamiento adecuado del Venturi es independiente de la relación liquido/gas, velocidad de garganta y del tipo de garganta [13].

Es decir, que no hay un optimo diseño o un tamaño de gota optima para adquirir la máxima eficiencia de separación, sino que si tenemos una distribución optima de líquido, la eficiencia de separación es simplemente función de la perdida de carga. [13].

En nuestro caso, la perdida de carga tiene una gran importancia, ya que en el primer cuerpo del Filtro por Ultracongelación Atomizada, (FUA), tenemos una inyección de nitrógeno líquido que se vaporiza a la presión atmosférica, produciéndose un aumento del volumen del gas en el interior del primer cuerpo del FUA, por tanto la influencia del nitrógeno sobre ella también se verá en este apartado, así como la influencia de la temperatura alcanzada en el primer cuerpo del FUA, que influye notablemente en el proceso de condensación que ocurre en el segundo cuerpo del FUA.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Por otra parte, como se demostró con las Eficiencias Globales de Filtración, es importante reseñar que la influencia de los caudales de líquido y de gas son muy importantes a la hora de obtener la optimización del FUA con respecto a los procesos de Filtración.

La cantidad de líquido introducida, así como la forma y distribución del agua en forma de gotas, dentro del Venturi es fundamental para la obtención de altas Eficiencias de Filtración.

El caudal de agua debe ser el óptimo (L/G = 1) , y la distribución del tamaño de gota, debe ser la adecuada a los caudales suministrado.

En nuestro caso, se utilizaron tres inyectores Danfoss de diferentes diámetros, a la entrada del Venturi, con objeto de obtener la atomización adecuada. Por lo que, lo sólidos particulados de la corriente gaseosa contaminante, interaccionaban con las gotas de agua, produciéndose el proceso de limpieza y depuración de los gases contaminantes.

En la figura 7-17, se puede observar la pérdida de carga en el Venturi con respecto al caudal de gas que circula por el Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA), ya que en el Venturi el gas y las partículas se aceleran a través de la garganta de este dispositivo donde después de inyectarse el agua se produce el proceso de filtración.

La Eficiencia de Filtración es adquirida a expensas de la pérdida de carga, verificándose que una predicción de estos dos parámetros es de vital para el óptimo funcionamiento del Venturi usado en el Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA).

En la figura 7-17, se observa también que la pérdida de carga aumenta a medida que aumenta el caudal de aire que circula por el equipo, obteniéndose un valor máximo de aproximadamente 400 Pascales, cuando el caudal de aire suministrado por la soplante es aproximadamente de 250 $m^3/h$.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

BIBLIOTECA CENTRAL

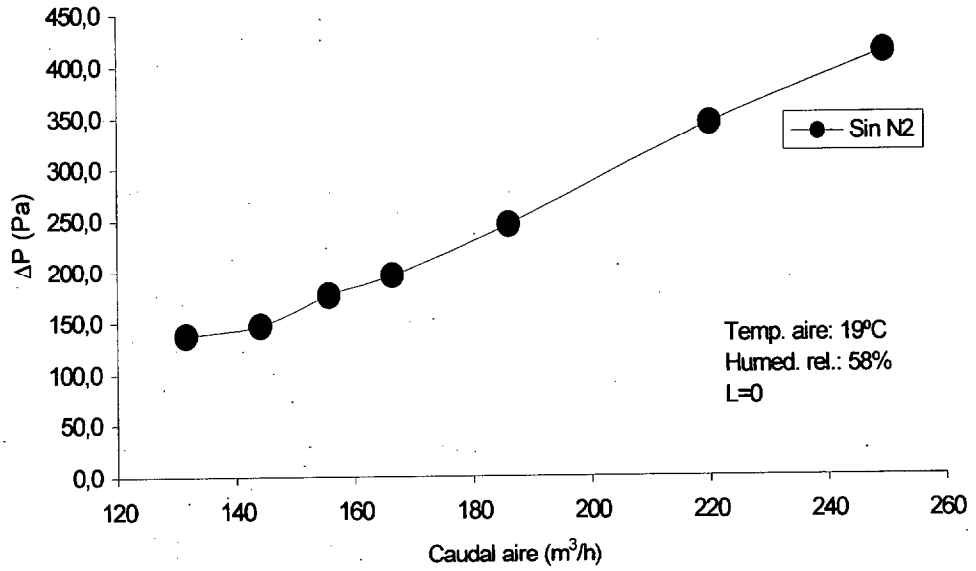



Figura 7-17 Perdida de carga en el Venturi

En la figura 7-18, se puede observar la pérdida de carga en el primer cuerpo del FUA, ya que este actúa de pre-enfriador de los gases que van a ser condensados. Si representamos el cociente entre el caudal de aire y el caudal de nitrógeno, podemos observar que manteniendo este último constante a lo largo del tiempo y variando el caudal de aire a la entrada del Venturi, se observa que la pérdida de carga con la inyección de nitrógeno se dispara desde aproximadamente 500 Pascales hasta casi 1.700 Pascales.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

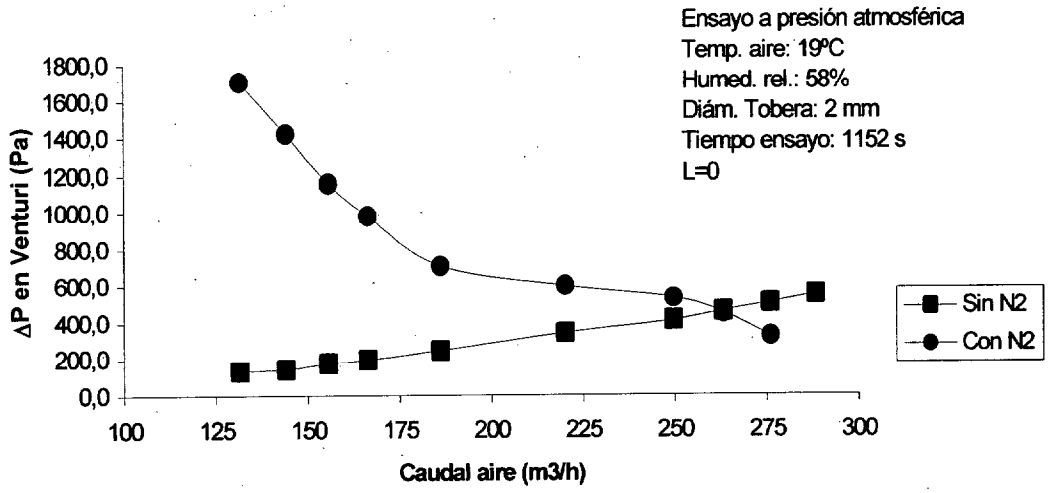



Figura 7-18 Perdida de carga con inyección de $N_2$ en el FUA

La inyección de nitrógeno líquido que se expande en el primer cuerpo del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA), hace que aumente enormemente la pérdida de carga, hasta valores que puedan ser un gran aumento para la soplante que suministra el caudal de aire a la instalación.

Esto se debe al volumen de expansión del nitrógeno líquido cuando pasa a estado gaseoso, verificándose que el volumen de gas dentro del primer cuerpo es enorme produciendo un aumento considerable de la pérdida de carga. El Nitrógeno se expansiona al pasar de liquido a gas hasta 696,5 veces su volumen, cediendo su calor latente (47,74 kCal/Kg.), según se observa en la figura 7-19.

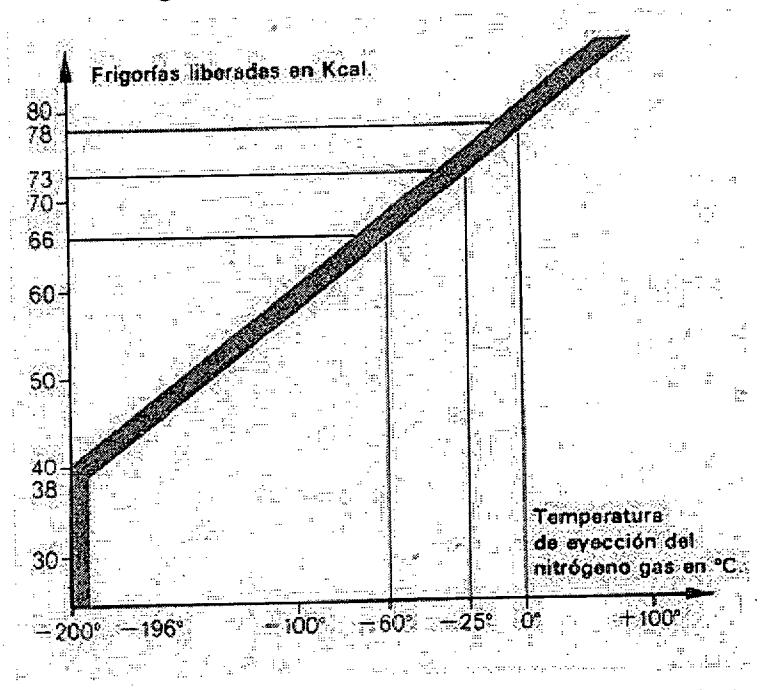



Figura 7- 19 Potencia frigorífica correspondiente a 1 Litro de Nitrógeno licuado al cambiar de estado a la presión atmosférica [14]

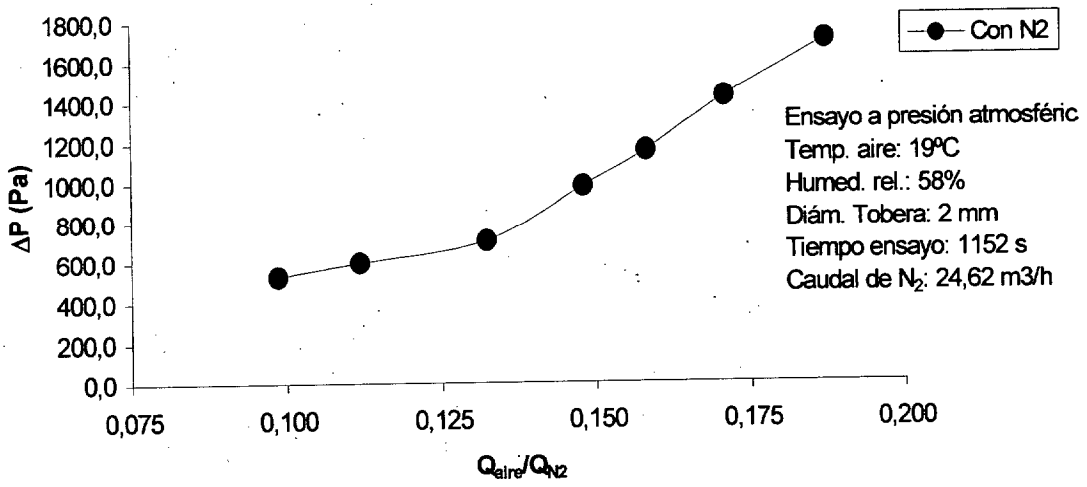



Figura 7-20 Perdida de carga: Influencia de la Inyección de Nitrógeno

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En la figura 7-18, tenemos la representaciones graficas de la pérdida de carga en el Venturi con inyección de nitrógeno y sin inyección de nitrógeno en el primer cuerpo del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA), observándose que de acuerdo a los principios básicos de la Tecnología Frigorífica podemos asumir que existe un punto económico de funcionamiento del FUA, este estaría localizado en la intercesión de las dos graficas, correspondientes a un caudal de aire de 260 $m^3/h$.

En la figura 7-20, se observa la influencia de la inyección de nitrógeno líquido en el primer cuerpo del FUA, debido al incremento de volumen que ocurre en el cambio de estado se produce un gran incremento de la perdida de carga, lo que es contraproducente para el buen funcionamiento de la soplante del FUA.

Es importante reseñar que trabajar con caudales de aire tan grandes es contraproducente desde el punto de vista del segundo cuerpo del Filtro por Ultracongelación Atomizada (Condensador Helicoidal), ya que para el proceso de condensación tendremos un aumento del gas inerte que circula por él, y ello daría lugar a que tendríamos que aumentar el área del condensador para poder condensar los VOC´s. Por lo que, no se recomienda la inyección de nitrógeno en contacto directo en el primer cuerpo del FUA, sino que el intercambio de calor debería ser en contacto indirecto, es decir encamisando el primer cuerpo del FUA, con objeto de obtener un óptimo aprovechamiento del nitrógeno líquido utilizado.

Será necesario también con respecto a la perdida de carga trabajar con caudales bajos de gas, esto hace que la perdida de carga disminuya, además el volumen de gas no condensable (aire) que circulará al segundo cuerpo del FUA será menor y esto se traduce en un aumento en la eficiencia de recuperación de VOC´s y una disminución del gasto de nitrógeno líquido.

## 7-4 GENERACIÓN DE COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES, (VOC´s)

### 7-4-1 Introducción

Los compuestos orgánicos volátiles (VOC´s) utilizados en este trabajo son: Acetona, Hexano, Metanol, Tolueno y Xileno.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

A continuación veremos sus propiedades físicas mas representativas que nos permitirán el calculo de las concentraciones de liquido y gas, generadas en la columna de burbujeo, así como las concentraciones teóricas generadas en base a los diferentes procesos físico-químicos. En la tabla 7-1, se pueden observar las propiedades físicas de los VOC´s utilizados en este trabajo [15-17].

Tabla 7-1
Propiedades físicas de los VOC´s utilizados

| | Fórmula | Peso molecular | Densidad | Punto fusión (°C) | Punto ebullición (°C) | Miscibilidad en $H_2O$ |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Acetona | $CH_3COCH_3$ | 58,08 | 0,7908 $^{20}{}_4$ | -95,35 | 56,24 | SI |
| Hexano | $CH_3(CH_2)_4CH_3$ | 86,18 | 0,6594 $^{20}{}_4$ | -95,40 | 68,70 | NO |
| Metanol | $CH_3OH$ | 32,04 | 0,7913 $^{20}{}_4$ | -97,70 | 64,70 | SI |
| Tolueno | $C_6H_5CH_3$ | 92,14 | 0,8660$^{20}{}_4$ | -95,0 | 110,6 | NO |
| Xileno | $C_6H_4\ (CH_3)_2$ | 106,17 | 0,8802$^{20}{}_4$ | -25,2 | 144,4 | SI |

1) 0.7980 $^{20}{}_4 \Rightarrow$ Densidad a 20°C relativa al $H_2O$ a 4°C.

Mientras que las presiones de vapor utilizando la ecuación de Antoine se dan en la tabla 7-2 las presiones de vapor vienen dada en función de :

$$\log P_v = A - \frac{B}{t + C} \qquad (5)$$

donde t, es la temperatura en grados centígrados y la presión de vapor viene dada en mm de columna de mercurio. A, B, y C, son constantes.

| | Temp.(°C) | A | B | C |
|---|---|---|---|---|
| Acetona | Líquido | 7,117 | 210,595 | 229,661 |
| Hexano | -25→92 | 6,876 | 171,17 | 224,41 |
| Metanol | -14→65 | 7,897 | 474,08 | 229,13 |
| Tolueno | 118→200 | 7,082 | 1627,72 | 187,13 |
| Xileno | 28→166 | 7,009 | 1462,266 | 215,11 |

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## 7-4-2 Generación de VOC´s

Con objeto de obtener un gas contaminante con los Compuestos Orgánicos Volátiles, VOC´s, nos basamos en una columna de burbujeo que es utilizada como generador de VOC´s. En este caso se han utilizado diversos compuestos como Acetona, Xileno, Tolueno Metanol y Hexano, los cuales se mezclan con la corriente de gas que proviene del compresor de aire, este fluido, previamente sea secado y se burbujea dentro del columna que contiene los VOC´s en estado líquido.

La columna se encuentra en un baño termostático a 0° C, con objeto de obtener una concentración de gas contaminante prácticamente constante con el tiempo. De esta forma tenemos un aerosol de Compuesto Orgánico Volátil, VOC´s, que debe ser recuperado en el segundo cuerpo del Filtro por Ultracongelación Atomizada, FUA.

El generador de VOC´s esta provisto de varios rotámetros, filtros, totalizadores y una cámara de mezcla. Esta tiene dos entradas, una para el gas con el VOC´s que proviene de la columna de burbujeo y otra de un gas inerte. Por lo que, variando estos caudales podemos obtener diferentes concentraciones de VOC´s generados, que posteriormente serán recuperadas en el Filtro por Ultracongelación Atomizada, FUA.

El diseño del Generador de VOC´s según se vio en el Capitulo 6, se ha realizado basándonos en los estudios realizados por Kocher y col. [18], Devinny y Hodge [19], así como el realizado por Heitz y col [20]. Por otra parte, en nuestro diseño se han introducido dos partes fundamentales como son la probeta o la balanza, que nos permiten medir la variación del volumen de VOC´s liquido con el tiempo, y la cámara de mezcla con un caudal adicional de aire, con objeto de variar las concentraciones de gas obtenidas.

En la tabla 7-3, se pueden ver los datos experimentales obtenidos en la generación de este, verificándose que a medida que aumenta el tiempo de burbujeo, disminuye la concentración de Xileno liquido en el generador $C_L$, y aumenta la concentración de Xileno vapor generado, $C_g$.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Tabla 7-3

Datos experimentales obtenidos en la generación de Xileno

| Tiempo | Cm3 | Cm3 Diferencia | Totalizador $M^3$ | litros Diferencia |
|---|---|---|---|---|
| 00 | 370 | | 1,386 | |
| 05 | 360 | 10 | 1,448 | 62 |
| 10 | 350 | 10 | 1,509 | 61 |
| 15 | 348 | 2 | 1,568 | 59 |
| 20 | 345 | 3 | 1,628 | 60 |
| 25 | 342 | 3 | 1,687 | 59 |
| 30 | 340 | 2 | 1,746 | 59 |
| 35 | 338 | 2 | 1,806 | 60 |
| 40 | 337 | 1 | 1,865 | 59 |
| 45 | 335 | 2 | 1,923 | 58 |

A partir de la tabla anterior, como conocemos el volumen de liquido que varia con el tiempo y la densidad del compuesto, podemos calcular la Concentración $C_g$, generada en la columna de burbujeo.

Mientras que la concentración de liquido $C_L$, es calculada realizando un balance de materia [21] entre la masa de liquido en un instante de tiempo " t " y la masa de gas generada, ya que la suma de estas debe ser la masa total, que es conocida para t = 0.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

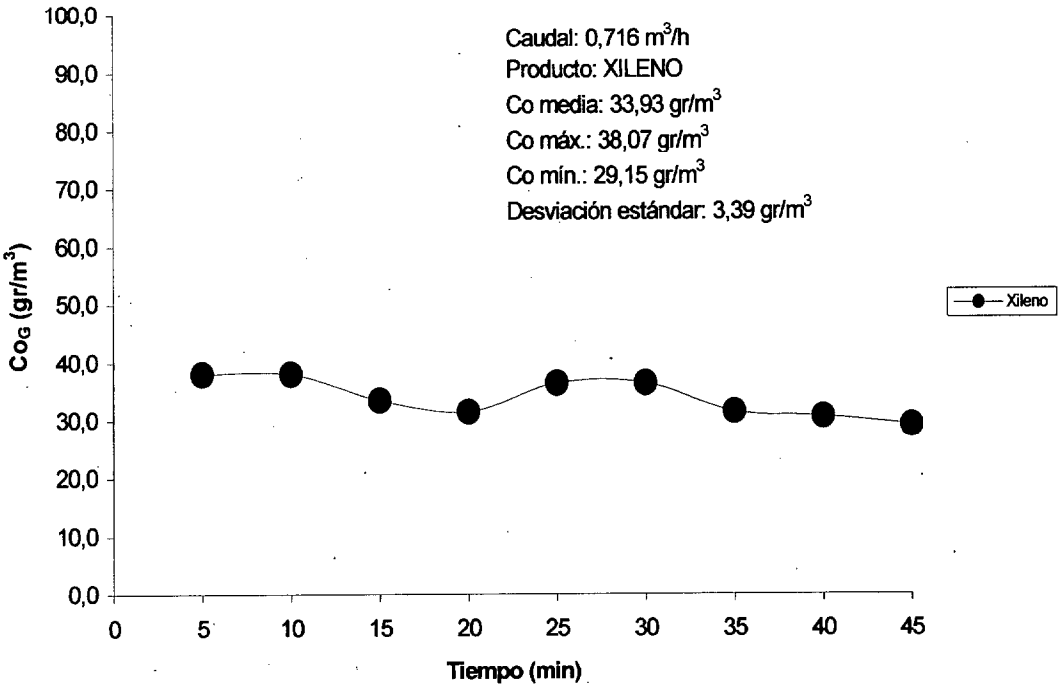



Figura 7-21 Concentración de Xileno generada en el Generador de VOC´s

En la figura 7-21, se observa la variación de la concentración de Xileno frente al tiempo, de la observación de los datos experimentales, se puede concluir que la concentración de los Compuestos Orgánicos Volátiles generados es prácticamente constante. Esto es de vital importancia a la hora de poder establecer las eficiencias de recuperación del condensador helicoidal, ya que este nos permite reutilizar los VOC´s que se recuperan en este después del proceso de condensación.

Si las concentraciones de VOC´s no fueran constantes a lo largo del tiempo se cometerían errores al estudiar el comportamiento dinámico del dispositivo. En nuestro caso se ha trabajado con concentraciones de Xileno generadas que oscilan entre 29.15 – 38.07 gr/m$^3$. Esta es la concentración $C_g$, a la salida del generador de VOC´s. Esta después puede variarse en función de las caudales de gas inerte a la entrada de la cámara de mezcla para poder variadas concentraciones, esto nos permite estudiar el comportamiento del FUA en diferentes condiciones de operación.

En la figura 7-22 se puede observar la concentración acumulada de Xileno con el tiempo de operación, verificándose que esta es prácticamente lineal, por lo que, las variaciones de la concentración de gas generada con el tiempo se puede considerar prácticamente constante. Todo esto es debido a que la influencia de varios parámetros como elevado tiempo de residencia o alta caída de presión de gas no se dan. Nuestro diseño es a escala de laboratorio, a nivel industrial cabria esperar

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

la influencia de los parámetros de diseño, altura, diámetro de la columna, tipo de distribuidor [22].

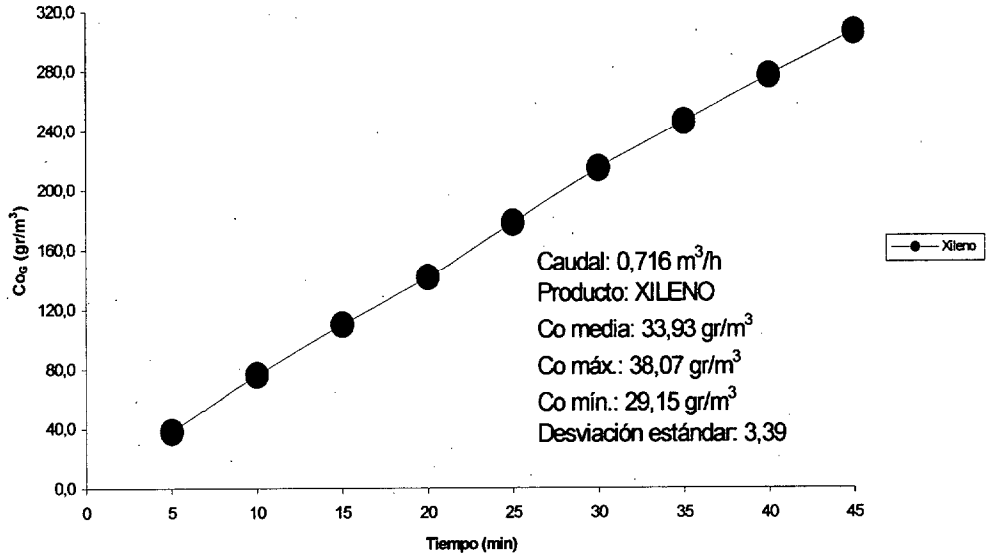



Figura 7-22 Concentración de Xileno/ Tiempo

Para la determinación de las concentraciones de VOC´s nos apoyamos en una serie de datos experimentales obtenidos en laboratorio. En estas experiencias se partió de un volumen inicial de VOC´s contenido en una columna de burbujeo, mantenido a 0ºC (baño de hielo/agua), a través del cual se hizo pasar aire, tres caudales diferentes, observando la evolución seguida por el volumen de VOC´s, así como la cantidad de aire circulado, obteniéndose la concentración de VOC´s que era arrastrada por el aire ($c_g$). Realizando un balance de materia en el que la masa total del sistema ($m_T$) sería igual a la masa de VOC´s en estado líquido ($m_l$), más la masa de gas ($m_g$) que se hace circular:

$$m_T = m_l + m_g \tag{6}$$

Ecuación que puede escribirse como:

$$V_{lo} \cdot \rho_l = V_l \cdot c_l + V_g \cdot c_g \tag{7}$$

Ecuación en la que todo es conocido excepto la concentración del VOC´s (líquido) $c_l$, con lo que se puede determinar. Así se podrá conocer la evolución de las concentraciones del VOC´s tanto en estado líquido como la contenida en la corriente gaseosa (el tiempo de muestreo se tomó de 5 min).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Para un primer caso en el que el VOC´s tomado es la acetona ($\rho$ = 790,80 kg/m$^3$) y un primer caudal de gas de $8{,}56 \cdot 10^{-5}$ m$^3$/s, siendo el volumen inicial de acetona ($V_{lo}$) de $3 \cdot 10^{-4}$ m$^3$, en 5 min el volumen de líquido pasa a $2{,}90 \cdot 10^{-4}$ m$^3$ y la cantidad de aire que circula es de ($V_g$) $2{,}40 \cdot 10^{-2}$ m$^3$. Con estos valores la concentración del gas ($c_g$) es:

$$c_g = (\Delta V_l / V_g) \cdot \rho_{voc} = (0{,}1 \cdot 10^{-4} / 2{,}4 \cdot 10^{-2}) \cdot 790{,}80 = 0{,}3279 \text{ kg/m}^3$$

Repitiendo estos cálculos para los diferentes volúmenes de liquido que nos quedan en el generador de VOC´s, podemos determinar las concentraciones de gas $C_g$ y de liquido $C_L$.

Tabla 7-4
Concentraciones de Acetona generada

| t (min) | $V_g$ (m$^3$)·10$^{-2}$ | $C_g$ (kg/m$^3$) | $c_{g,acum}$ (kg/m$^3$) | $c_l$ (kg/m$^3$) |
|---|---|---|---|---|
| 0 | 2,40 | 0,3279 | 0,3279 | 790,932 |
| 5 | 5,10 | 0,2914 | 0,6193 | 734,485 |
| 10 | 7,60 | 0,3148 | 0,9341 | 615,735 |
| 15 | 10,20 | 0,3026 | 1,2367 | 427,295 |
| 20 | 12,90 | 0,2914 | 1,5281 | 160,460 |

Los datos experimentales se repitieron para variados caudales de gas, en el caso de la tabla 7-4, el caudal de gas introducido fue $8{,}56 \cdot 10^{-5}$ m/s y se partió de un volumen de Acetona liquida de 300 cm$^3$.

Este procedimiento se repitió para todos los compuestos orgánicos utilizados, y nos permitió conocer las concentraciones de gas y liquido en todo momento, es decir su variación a lo largo del tiempo.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

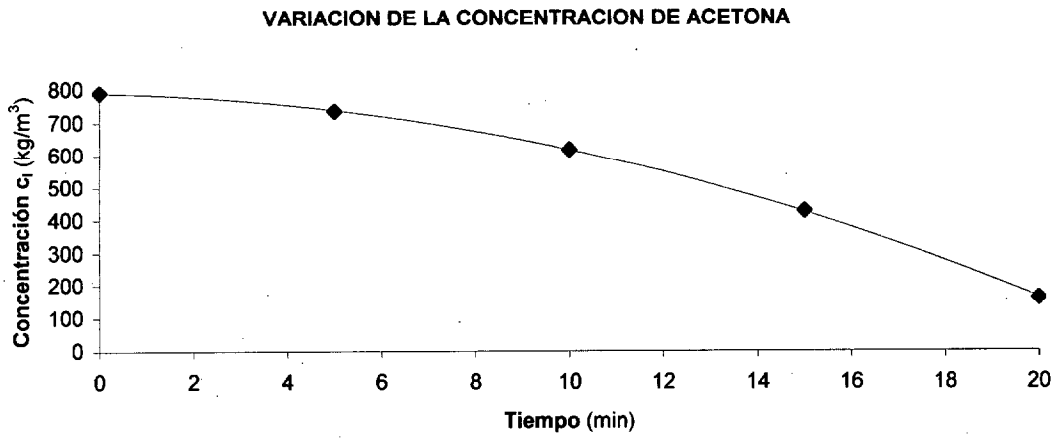



Figura 7-23 Variación de la Concentración liquida de Acetona en el generador de VOC's.

En las figuras 7-23 y 7-24, se observa el comportamiento dinámico del generador de VOC's, ya que en el proceso de generación se parte de una concentración conocida de Compuestos Orgánicos Volátil, y a partir de ella se comienza el burbujeo de gas en la columna, produciéndose la transferencia de materia líquido-gas.

En las figuras anteriores Figura 7-23, se observa que a medida que avanza el proceso de generación, la concentración de líquido de la columna disminuye con el tiempo. En el caso de la Acetona, al ser este un compuesto muy volátil, al cabo de 20 minutos la concentración de líquido en la columna de burbujeo ha disminuido en una cuarta parte, de una concentración inicial de 790,932 Kg/m$^3$ se ha pasado a una concentración de aproximada de 160,46 Kg/m$^3$ .

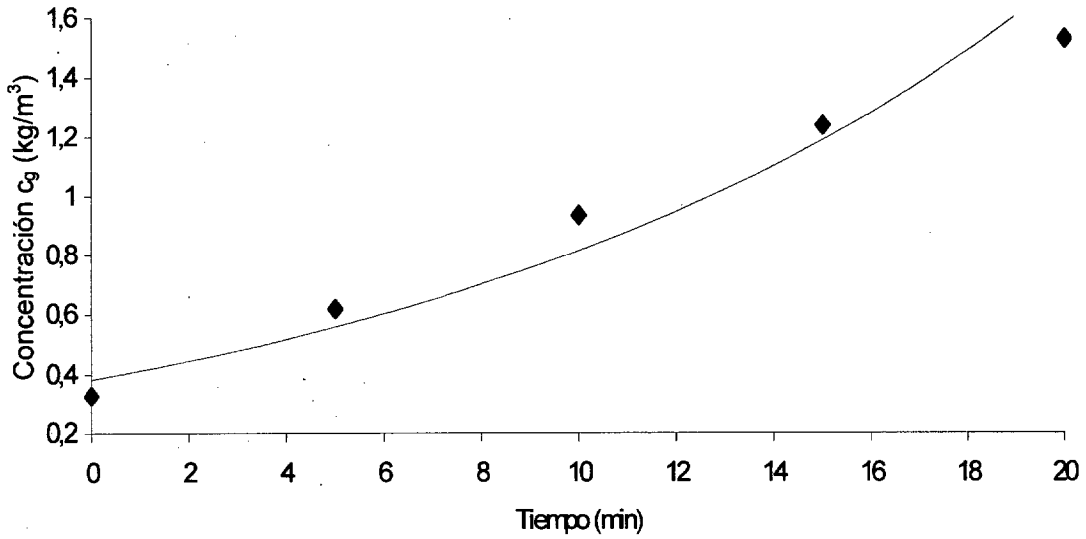



Figura 7-24 Variación de la Concentración de Acetona en la corriente de gas.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Mientras que la figura 7-24 representa la variación de la concentración de acetona en estado gaseoso con el tiempo, se observa que esta pasa de aproximadamente de 0.32 a 1.58 $Kg/m^3$ , en solo un tiempo de veinte minutos de generación. Es importante reseñar que estas variaciones de las concentraciones con el tiempo son fundamentales para estudiar el comportamiento dinámico del condensador helicoidal, ya que nos permite conocer el tiempo de operación de este, lo que a su vez nos suministra información sobre el caudal de nitrógeno líquido a utilizar.

De igual forma se obtienen las concentraciones de liquido que permanecen en la columna $C_l$ y las concentraciones de gas generada $C_g$, para cualquiera de los compuestos orgánicos volátiles VOC´s, usados en el desarrollo de este trabajo.

En las figuras 7-25 y 7-26, se observa la variaciones de las concentraciones líquidas ($C_l$) y gaseosas ($C_g$) del generador de VOC´s, cuando el compuesto utilizado es Metanol, verificándose que estas, al igual que las anteriores se han realizado a la temperatura de 0 °C.

De la observación de la figura 7-25, tenemos que en este caso al ser el Metanol menos volátil, este tarda casi el doble de tiempo que la Acetona (Aproximadamente 40 minutos) en variar su concentración de 810,351 a 131,914 $Kg/m^3$ . En la figura, se puede observar la concentración de gas generada en el caso del metanol, verificándose que al cabo de 40 minutos se han obtenido una concentración de 0.8 $Kg/m^3$ .

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

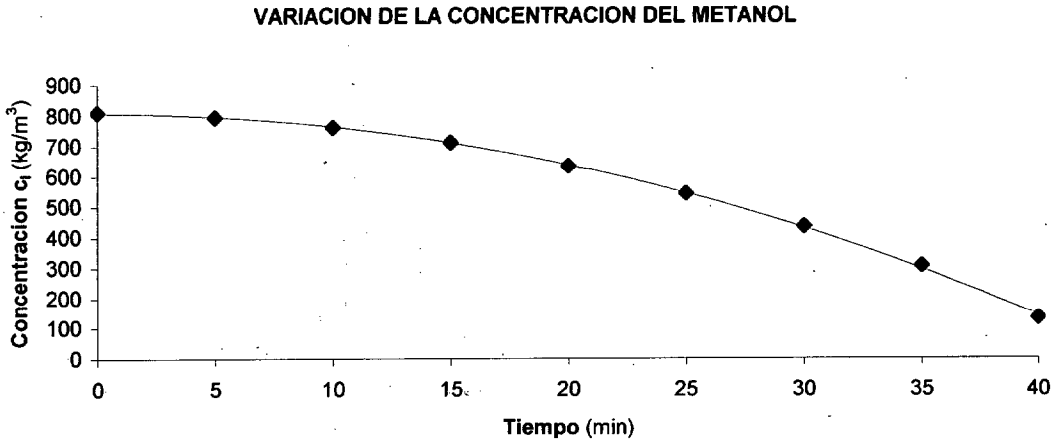



Figura 7-25 Disminución de la concentración de Metanol para un $Q_g = 9{,}53.10^{-5}$ m/s

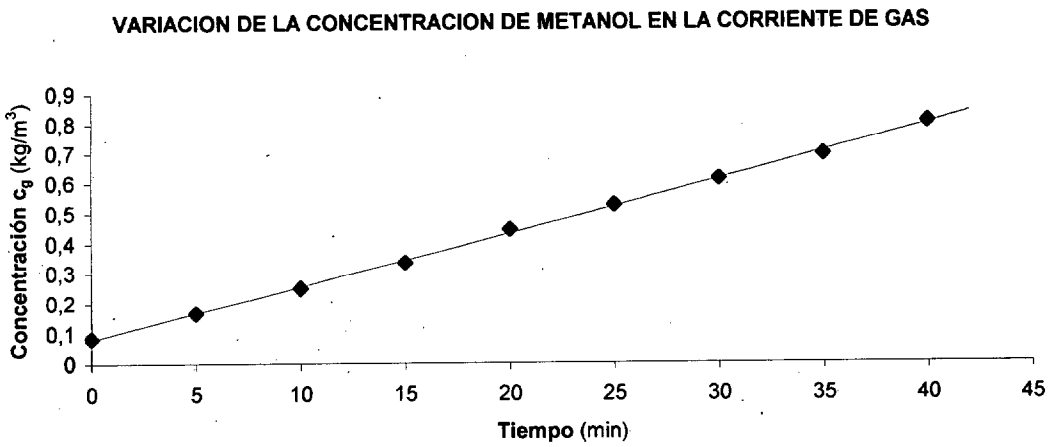



Figura 7-26 Concentración de metanol en la corriente de gas para un $Q_g = 9{,}53 \cdot 10^{-5}$ m$^3$/s

Los datos anteriores del Metanol, fueron representados en base a las concentraciones de liquido y gas experimentales obtenidas. En la tabla 7-5, se pueden observar las variaciones de los volúmenes obtenidos en función del tiempo, teniendo en cuenta que para la experiencia se partió de un volumen inicial de Metanol, $V_{lo} = 300$ Cm$^3$.

Tabla 7-5

Datos experimentales de la generación de Metanol

| t (min) | $V_g$ (m$^3$)·10$^{-2}$ | $c_g$ (kg/m$^3$) | $c_{g,acum}$ (kg/m$^3$) | $c_l$ (kg/m$^3$) |
|---|---|---|---|---|
| 0 | 2,80 | 0,0851 | 0,0851 | 810,351 |
| 5 | 5,70 | 0,0822 | 0,1673 | 794,095 |
| 10 | 8,60 | 0,0822 | 0,2495 | 761,316 |
| 15 | 11,40 | 0,0851 | 0,3346 | 711,304 |
| 20 | 14,30 | 0,1096 | 0,4442 | 633,077 |
| 25 | 17,20 | 0,0822 | 0,5264 | 542,559 |
| 30 | 20,00 | 0,0851 | 0,6115 | 434,173 |
| 35 | 22,90 | 0,0822 | 0,6937 | 305,973 |
| 40 | 25,80 | 0,1096 | 0,8033 | 131,914 |

$Q_g = 9{,}53 \cdot 10^{-5}$ m$^3$/s

De igual forma, se obtendrían las concentraciones de Hexano, Xileno y Tolueno.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

7-4-3.- Eficiencia de la Generación de VOC´s

La eficiencia de generación de VOC´s se define como la fracción en volumen de fase líquida del VOC´s que se volatiliza al paso del gas (burbujas).

Realizando un balance de materia se obtiene la expresión la velocidad a la que pasa el VOC´s a la corriente de gas:

$$V_l\,(dC/dt) = -\eta\, Q_l\, C_l \qquad (8)$$

Integrando con las condiciones de $C_l = C_{lo}$ para $t = 0$, y $C_l = C_l$ para $t = t$, se obtiene la solución:

$$-\ln (C_l / C_{lo}) = \eta\,(t / \theta) = \eta\tau$$

donde:

$\theta$ : Tiempo de residencia hidráulico, $\theta = V_l / Q_l$

$\tau$ : Tiempo normalizado, $\tau = t / \theta$

Al representar el logaritmo neperiano negativo de la relación de concentraciones (final/inicial) frente al tiempo normalizado se obtiene una línea recta, siendo la pendiente de la misma la eficiencia de generación del VOC´s. [23 - 24].

Para la determinación de la eficiencia de generación de VOC´s nos apoyamos en una serie de datos experimentales obtenidos en laboratorio. En estas experiencias se partió de un volumen inicial de VOC´s contenido en una columna de burbujeo, mantenido a 0°C (baño de hielo/agua), a través del cual se hizo pasar aire, tres caudales diferentes, observando la evolución seguida por el volumen de VOC´s, así como la cantidad de aire circulado, obteniéndose la concentración de VOC´s que era arrastrada por el aire.

En la Tabla 7-6, se pueden observar las diferentes variables obtenidas para el caso de la generación de Hexano, en el caso de un caudal de aire introducido de $8{,}867 \cdot 10^{-5}$ $m^3/s$, se verifica como veremos en las figuras posteriores, que a medida que aumenta el caudal de aire aumenta la eficiencia de generación de los VOC´s.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Tabla 7-6
Datos experimentales de la generación de Hexano
($Q_g = 8{,}867 \cdot 10^{-5}$ $m^3/s$)

| t (min) | $c_l$ ($kg/m^3$) | $V_l \cdot 10^{-5}$ ($m^3$) | $Q_l \cdot 10^{-6}$ ($m^3/min$) | $\theta = V_l/Q_l$ | $c_l/c_{lo}$ | $-Ln(c_l/c_{lo})$ | $t/\theta$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 0 | 659,066 | 5 | 2 | 28,5 | - | - | - |
| 5 | 601,385 | 5 | 3,80 | 15 | 0,912 | 0,0921 | 0,33 |
| 10 | 501,198 | 5 | 5,80 | 9,827 | 0,760 | 0,27 | 1,02 |
| 15 | 346,203 | 5 | 7,80 | 7,308 | 0,525 | 0,64 | 2,05 |
| 20 | 141,980 | 5 | 9,60 | 5,937 | 0,215 | 1,54 | 3,37 |

En las figuras 7-27, 7,28 y 7-29 se puede observar la variación de la Eficiencia de generación de Hexano con su caudal de aire introducido en la columna de burbujeo, verificándose que a medida que aumenta el caudal de aire se produce un aumento de la Eficiencia de Generación del compuesto Orgánico Volátil, VOC´s, En este caso se han representado los datos obtenidos para el Hexano.

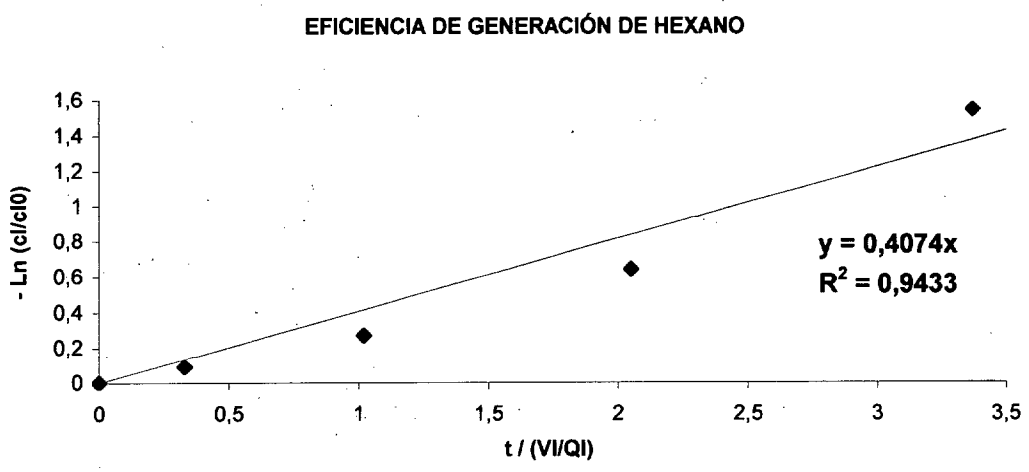



Figura 7-27 Eficiencia de generación de Hexano para un $Q_g = 8{,}867 \cdot 10^{-5}$ $m^3/s$

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

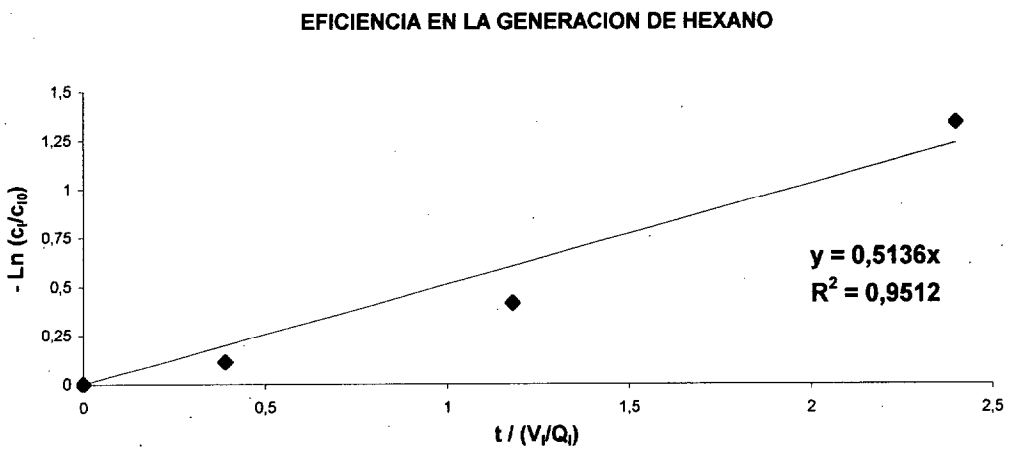



Figura 7-28 Eficiencia de generación de Hexano para un $Q_g = 2{,}417 \cdot 10^{-4}$ $m^3/s$

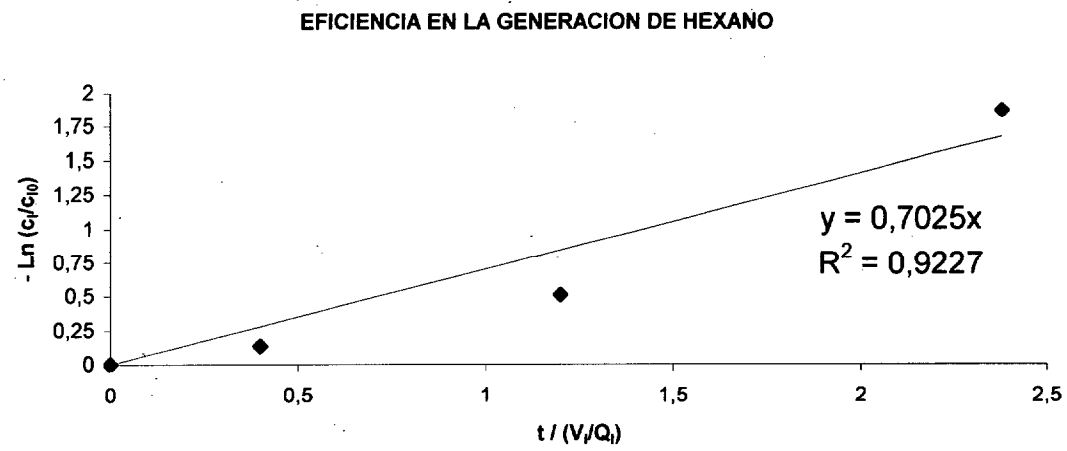



Figura 7-29 Eficiencia en la generación de Hexano para un $Q_g = 3{,}24 \cdot 10^{-4}$ $m^3/s$

Se verifica que para los otros compuestos orgánicos también se cumple que a medida que aumenta el volumen de gas que pasa por la columna aumenta la transferencia de materia de la columna de burbujeo [25-26]. El estudio de otros parámetros que afectan a otras columnas de burbujeo, su optimización, coeficientes de transferencia de materia, influencia del tamaño de burbuja han sido investigados por Lee y col. [27], Hikita y col. [28] y Akita y Yoshida [29].

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## 7-5 CONDENSACIÓN DE COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES, VOC´S

Por otra parte, también se estudio la Transferencia de Calor entre la interacción fluido contaminante – nitrógeno líquido. Esto se consiguió en el primer cuerpo del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA), ya que este actúa como pre-enfriador de los gases contaminantes que contienen los Compuestos Orgánicos Volátiles VOC´s.

Esto nos permitió introducir el fluido refrigerante (Nitrógeno Líquido) en el primer cuerpo del FUA, se enfriaban los gases contaminantes y a partir de ahí entraban en el condensador helicoidal donde se recuperaban los VOC´s. De esta forma se consiguió estudiar el comportamiento dinámico del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA).

Se investigó el comportamiento del fluido a lo largo del filtro debido a la instalación de sensores de temperatura (Pt-100), que permitían grabar la variación de la temperatura del fluido con el tiempo, estos se instalaron tanto en el primer cuerpo como en el segundo cuerpo del FUA.

La distribución de los Pt-100, fue la siguiente: Los sensores denominados con los nº 5, 7, y 9 , se pusieron en el centro del primer cuerpo del FUA, empezando por una distancia cercana al Venturi, mientras que los sensores con los nº 6, 8 y 10, se pusieron en la pared del primer cuerpo a la misma altura que los anteriores.

Mientras que la variación de la temperatura en el condensador helicoidal se realizó también con Pt-100 colocadas a la entrada y salida de cada uno de los fluidos que intercambiaban calor registrándose estas temperaturas con el tiempo durante toda la operación de Filtración de Partículas y Recuperación de Compuestos Orgánicos Volátiles, VOC´s.

Este comportamiento dinámico tanto del fluido refrigerante como el del gas contaminante, nos permitirá calcular la Eficiencia Térmica del dispositivo, que viene dada por:

$$E_T = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1} \qquad (10)$$

Donde $T_1$, es la temperatura de fluido contaminante a la entrada del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA), $T_2$ es la temperatura del fluido a la salida y $(T_1 - t_1)$ es el incremento máximo de temperatura adquirido en el dispositivo.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En la figura 7-30, se puede observar la variación de la temperatura del fluido en el primer cuerpo del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA), cuando todo el flujo de nitrógeno que pasa por los tubos del Condensador Helicoidal se devuelven al primer cuerpo del FUA.

Se observa que a partir de 400 segundos de operación la temperatura de los gases que atraviesan el FUA han pasado de 0 a – 50 ºC, lo que es una garantía para que se produzca el proceso de condensación y recuperación de los Compuestos Orgánico Volátiles VOC´s, pero como se vio anteriormente también es necesario tener en cuenta la pérdida de carga en el dispositivo para un óptimo funcionamiento de este.

Este preefriamiento de los gases en el primer cuerpo es de vital importancia, ya que permite la obtención de una mayor eficiencia térmica en el condensador helicoidal y hace que disminuya el volumen de este y área de intercambio de calor. El pre-enfriamiento es una estrategia necesaria para la optimización de la condensación cuando se tienen múltiples mezclas de VOC´s [32], además se necesitan de otros equipos tales como tanques de almacenamiento para los VOC´s recuperados, bombas compresores, tuberías etc. [31], en nuestro caso debido a las concentraciones de trabajo eran pequeñas en comparación con el flujo de gas no condensables, los VOC´s en estado liquido se recogieron en un Dewar la salida del Condensador Helicoidal.

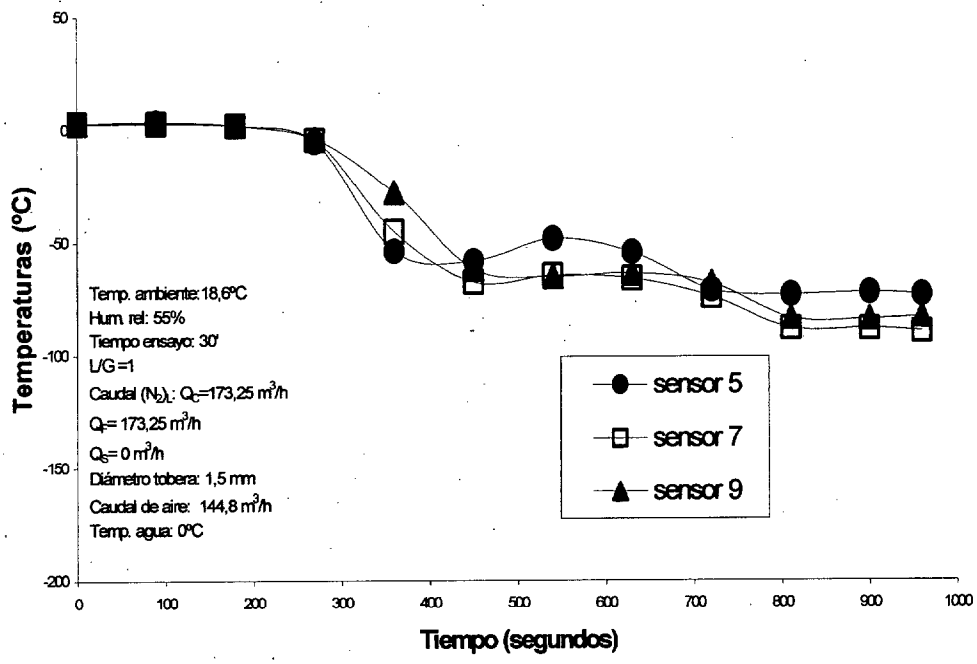



Figura 7-30 Variación de la temperatura del fluido en el centro del primer cuerpo del FUA

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En la figura 7-31, se puede observar la otra tanda de Pt-100, ya que tenemos una comparación entre las temperaturas del primer cuerpo del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA), tanto en la pared (Sensores 6,8 y 10) y la temperatura en el centro del FUA.

Se observa que mientras que los sensores de la pared, marcan casi todos 0 °C a lo largo del tiempo, y permanecen invariables. El sensor que se encuentra en el centro del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA), consigue una temperatura en los alrededores de los – 70 °C, lo que es una garantía para los gases que van a ser recuperados en el condensador helicoidal. Pero una temperatura tan baja en este primer cuerpo también podría producir la condensación de los VOC´s en esta parte del equipo, lo que es contraproducente, ya que los VOC´s serían arrastrados por agua a la salida del primer cuerpo.

Sí observamos la figura 7-31 se verifica que los Pt-100 que están situados en la pared del primer cuerpo del FUA, marcan todos prácticamente la temperatura de 0° C esto es un indicativo de que cuando el Venturi inyecta el agua para el proceso de filtración y debido que el primer cuerpo actúa de pre-enfriador, después que se inyecta el nitrógeno liquido a 196° C se produce la formación de hielo en las paredes del dispositivo. Por lo que, en el futuro será necesario estudiar la formación de hielo en régimen transitorio [32], que se forma en primer cuerpo del FUA, aunque una correlación para la solidificación de agua en determinados planos puede verse en [33].

En nuestro caso, es necesario realizar un estudio de formación de hielo en el primer cuerpo del Filtro por Ultracongelación Atomizada, ya que a medida que aumenta el tiempo de operación se produce un aumento de la capa de hielo, que se traduce en una disminución del volumen del primer cuerpo, por lo que, es necesario estudiar este fenómeno. Un estudio analítico sobre este fenómeno de congelación en una tubería criogenia utilizado nitrógeno liquido ha sido dado recientemente por Keary y Bowen [34].

Y por otra parte, el alto incremento de la pérdida de carga debido al volumen de nitrógeno introducido nos es práctico, por lo que será necesario no recircular todo el caudal de nitrógeno que sale del condensador con objeto de obtener un funcionamiento óptimo del FUA.

También se ha observado visualmente la formación de soluciones agua-hielo que bajan por el primer cuerpo del FUA, esto también produce un aumento de la perdida de carga en el dispositivo [35], aparte de la formación de hielo que se da en las paredes y que aumenta en el tiempo.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

El efecto de que la temperatura de la pared se mantenga casi constante y a 0° C, es un indicativo de que el agua que entra en el Venturi, y con las bajas temperaturas se transforma en el hielo. Esto después de realizar las experiencias también se verificó por medios visuales. Este es un problema a tener en cuenta, si consideramos altos tiempos de operación ó se trabaja en forma continua, ya que debido al caudal de agua, que entra continuamente, la formación de hielo que se produce en las paredes aumentaría con el tiempo.

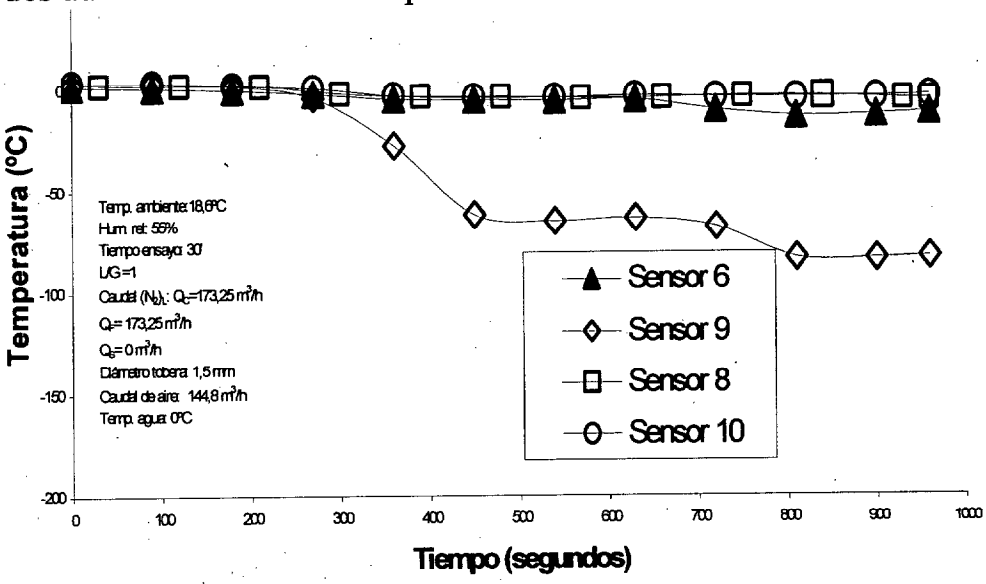



Figura 7-31 Variación de temperatura en la Pared del 1° Cuerpo del FUA y en el Centro (Sensor 9)

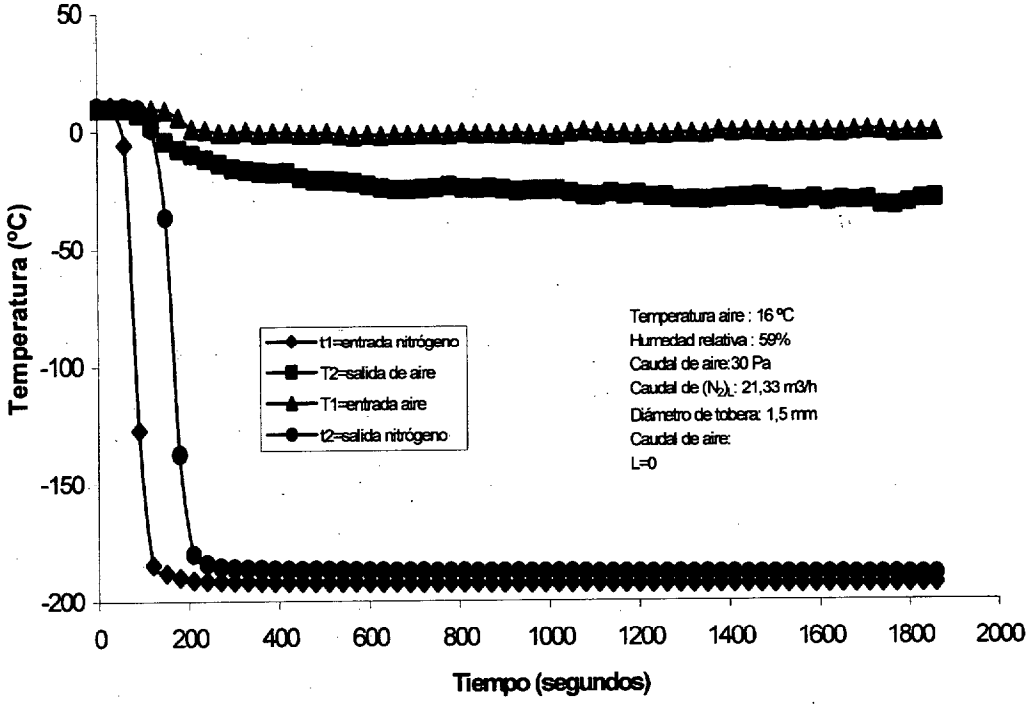



Figura 7-32 Variación de las temperaturas en ambos fluidos en el condensador.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

Con respecto a la segunda parte del FUA, es decir el Condensador Helicoidal, se investigaron las diferentes variables de operación de los dos procesos conjuntos de pre-enfriamiento y condensación con objeto de estudiar el comportamiento dinámico del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA).

En la figura 7-32 se puede observar la variación de las temperaturas de ambos fluidos con el tiempo a la largo del condensador Helicoidal, para los diferentes Pt-100 instalados en el condensador, habiéndose adaptado la nomenclatura de que el fluido que circula por la carcasa va con letras mayúsculas ($T_1$, $T_2$ ) y el fluido que circula por los tubos con letras minúsculas ($t_1$, $t_2$), verificándose que el caso de una tobera de 1,5 mm a la salida del botellón de $N_g$ liquido, nos permite obtener unas temperaturas en el interior de los tubos de –196° C a partir de aproximadamente 4 min. del comienzo del proceso de enfriamiento utilizando un caudal de nitrógeno de 173,25 $m^3/h$, lo que es una garantía para el proceso de condensación de los VOC´s, muy por debajo de sus puntos de condensación.

En la figura 7-33, se puede observar el proceso de enfriamiento del gas que sale del primer cuerpo del FUA, cuando no hay recirculación de nitrógeno, se observa que la temperatura media del gas a condensar esta en los alrededores de 0° C, esto es un indicativo que es necesario pre-enfriar los gases contaminantes con los VOC´s, antes de estos puedan ser condensados y recuperados.

En la figura 7-33, se ha representado las temperaturas medias obtenidas a lo largo del condensador helicoidal, utilizando un caudal de nitrógeno liquido de 236,96 $m^3/h$ (Tobera 2mm.)

En este caso no ha habido recirculación de nitrógeno al primer cuerpo del FUA, esto se hace necesario, ya que si nos fijamos en dicha figura, la temperatura de los gases no condensables permanece en los alrededores de los 0° C.

Posteriormente, veremos las características térmicas del Condensador Helicoidal (Coeficiente de Transferencia de Calor, Eficiencias Térmicas etc.) basadas en estas temperaturas medias [36] para diferentes caudales de nitrógeno liquido utilizados.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

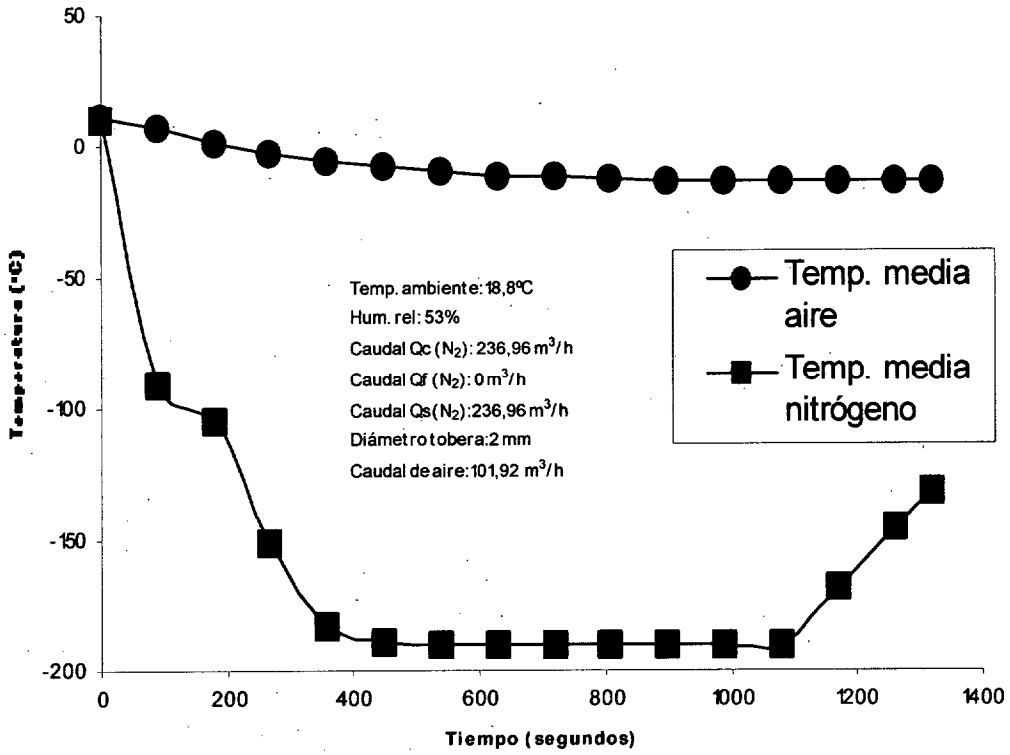



Figura 7-33 Distribución de temperaturas medias de los fluidos en el condensador helicoidal

Mientras que la temperatura del nitrógeno que pasa por los tubos está en los alrededores de – 190° C, por lo que pueda ocurrir el proceso de condensación es necesario aumentar el área de intercambio de calor del Condensador Helicoidal, o es lo mismo que afirmar que en este caso el Eficiencia Térmica de Intercambio de Calor es muy baja. Por otra parte, desde el punto de vista energético, para producir un ahorro de energía en el FUA es necesario recircular el nitrógeno que sale del condensador, ya que sino estaríamos desperdiciando el calor latente del nitrógeno a la salida del Condensador Helicoidal.

En la figura 7-34, se puede observar el caso contrario al anterior, que ocurre en el Intercambiador helicoidal, en este caso se recircula todo el nitrógeno que sale de los tubos del intercambiador, alcanzándose una temperatura a la salida de los gases que han condensado en los alrededores de –50° C, lo que es una garantía para el proceso de condensación. La solución adoptada debe ser intermedia, debido al aumento de la pérdida de carga del equipo y la gran cantidad de gas no condensable a circular por el condensador.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En este caso se demuestra que con un caudal menor de nitrógeno liquido, es decir de 173,25 $m^3/h$ se consigue mejores resultados en cuanto al proceso de enfriamiento de los gases no condensables, pero al recircular todo el nitrógeno que pasa por el interior del Condensador Helicoidal hacia el primer cuerpo del FUA, se produce una excesiva perdida de carga, además de ser necesario una disminución del tiempo de operación debido a la formación de hielo no solo en el primer cuerpo, sino también a la posibilidad de formación de hielo en el Condensador Helicoidal, lo que hace necesario la introducción de un deshumificador de aire para evitar este problema adicional. En la referencia [37], se dan algunas soluciones a este problema, así como la modelización del proceso.

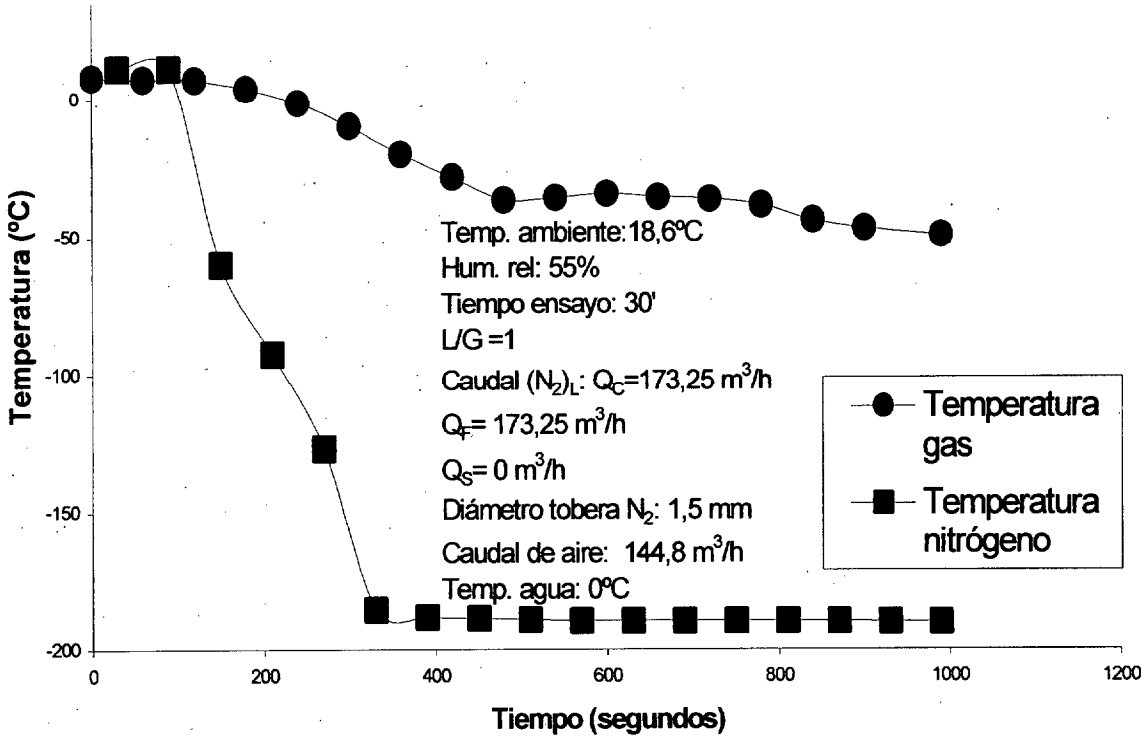



Figura 7-34 Distribución de Temperaturas Medias de los fluidos con máxima recirculación de Nitrógeno.

En la figura 7-35, se observa que con objeto de mejorar la Eficiencia de Intercambio de Calor, se ha recirculado el nitrógeno a la salida de los tubos, de nuevo a la carcasa del condensador, esto hace que se alcancen temperaturas de –100° C, en el gas portador de los VOC´s y de –196° C en el interior de los tubos del Condensador Helicoidal. Esta podría ser una alternativa para la condensación de otros compuestos químicos que requieran muy bajas temperaturas para ser recuperados.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En el caso de tener compuestos miscibles con el agua del primer cuerpo o compuestos orgánicos volátiles cuyas temperaturas de condensación sean muy bajas se podría recurrir a esta solución, en la que el nitrógeno que sale de los tubos en el Condensador Helicoidal a recircular a la carcasa del mismo condensador, introduciendo conjuntamente los VOC´s con este. De la observación de la figura 7-35 se concluye que habría una mejora del aprovechamiento energético del nitrógeno, además de la obtención de muy bajas temperaturas. Este sería un caso a tener en cuenta si manejáramos un volumen de gas + VOC´s muy bajo, es decir un mínimo caudal de gas no condensable.

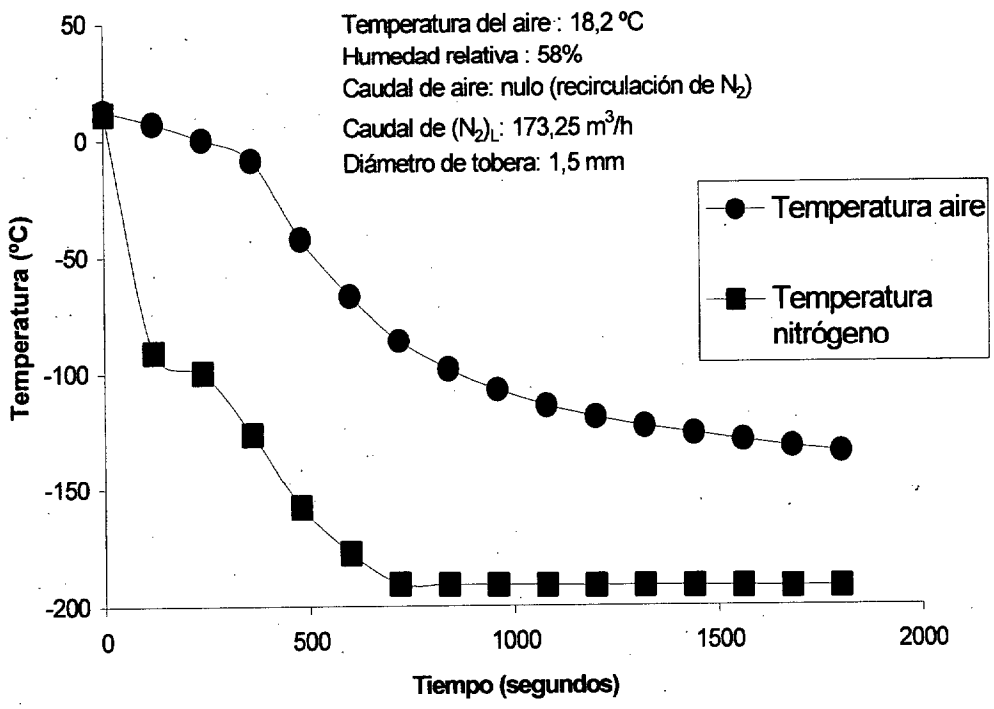



Figura 7-35 Distribución de temperaturas en el condensador cuando recircula $N_2$ por la carcasa

En la figura 7-36, se observa la variación del peso de nitrógeno liquido con el tiempo de operación. Los caudales de nitrógeno liquido se han controlado por medio de unas toberas standard a la salida del botellón de $N_2$ (Dewar). Se han utilizado toberas de 1 mm. Que suministraba un caudal de 41,82 $m^3/h$, toberas de 1,5 m con un caudal de 173,25 $m^3/h$ y una tobera de 2mm. Con un caudal de nitrógeno de 236,96 $m^3/h$. Esto nos permitió establecer la figura 7-36 donde se observa la variación del caudal de nitrógeno liquido con el tiempo. Se observa que esta variación es prácticamente lineal, lo que es una garantía para el calculo de los parámetros característicos del condensador helicoidal y optimización del dispositivo desde el punto de vista térmico.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

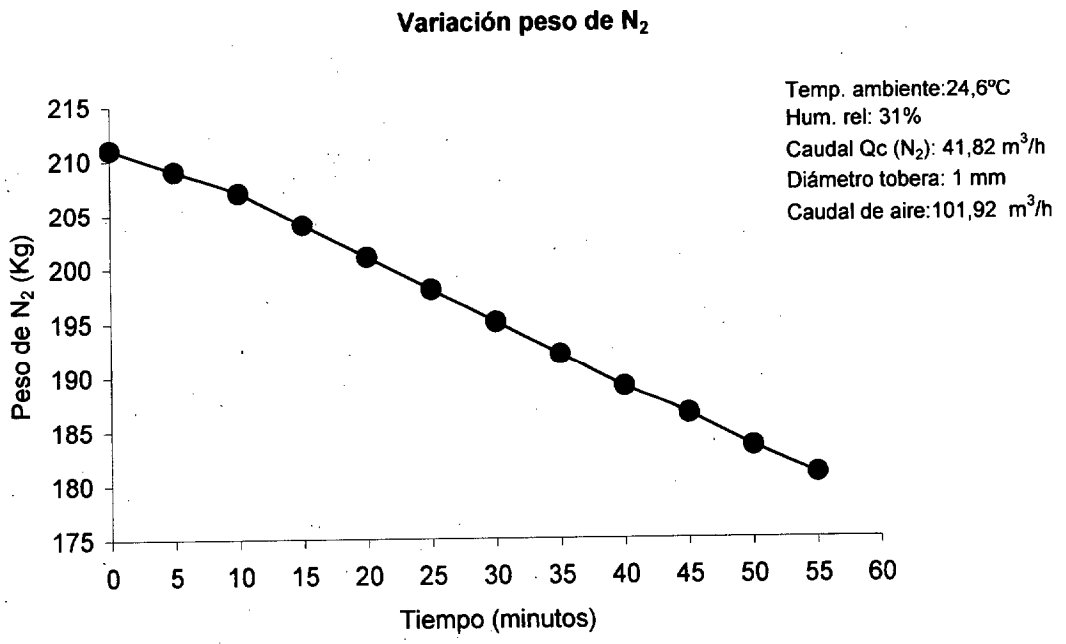



Figura 7-36 Variación de peso de Nitrógeno liquido suministrado con el tiempo.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

### 7.5.1 Análisis térmico

Las distribuciones de temperaturas de los fluidos a lo largo del intercambiador de calor helicoidal así como, el conocimiento de los caudales de los fluidos (no condensables, VOC´s y nitrógeno liquido) nos ha permitido calcular el coeficiente de transferencia de calor, U, y la Eficiencia Térmica del Intercambiados, basándonos en estudios previos realizados por Awonorin [36], Baumeisten y Col. [38] y Bonacina y Col. [39], esto en base al calculo del Coeficiente Global de Transferencia de Calor.

Por otra parte, se ha tenido en cuenta los estudios realizados por Hoo y Col. [40] en cuanto a la influencia de los parámetros térmicos, como el caso del numero de Jacob, que en nuestro caso es mucho mayor que la unidad $Ja_o>1$ debido al gran volumen de gases no condensables que manejamos si comparamos con el volumen de compuestos orgánicos volátiles VOC´s que tenemos en el corriente de gas contaminante.

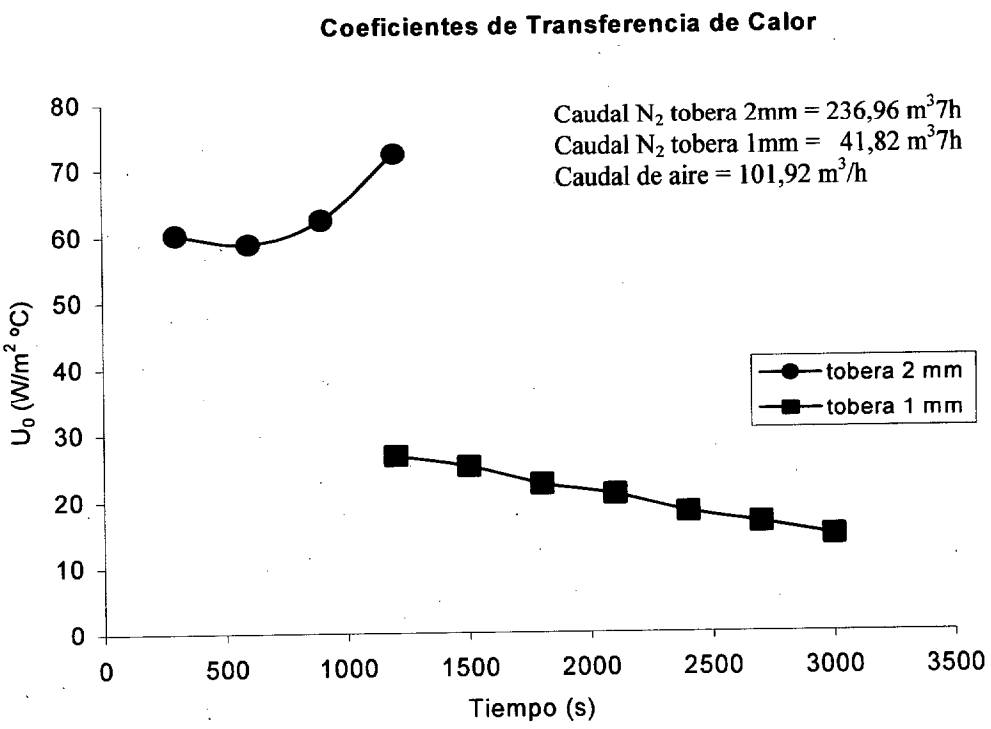



Figura 7-37 Coeficiente de Transferencia de Calor.

En la figura 7-37 se puede observar los coeficientes Globales de Transferencia de Calor, u, en base a dos caudales distintos de nitrógeno liquido suministrado al Intercambiador de calor Helicoidal. Así para el caso, de una tobera de 1m/m que suministra un caudal de nitrógeno de 41,82 $m^3/h$ el coeficiente Global de Transferencia de Calor esta comprendido entre 18-27 $W/m^2K$, mientras que para el caso de la tobera de 2 mm. a la salida del Dewar de nitrógeno liquido, nos permite un caudal de nitrógeno liquido de 236,96 $m^3/h$ con un Coeficiente de Transferencia de Calor de aproximadamente 3 veces mayor, es decir este esta comprendido entre 60-72 $W/m^2K$.

Estos coeficientes fueron calculados durante el proceso de cambio de estado del nitrógeno liquido de los tubos del Condensador helicoidal, ya que, el coeficiente Global de Transferencia de Calor en la primera etapa de enfriamiento puede alcanzar valores muy superiores.

Estos bajos coeficientes son debidos fundamentalmente a los grandes caudales de gases no condensables que hay que enfriar (aire), la poca superficie de intercambio de calor, A, del condensador y a la necesidad de pre-enfriar los gases + VOC´s que deben ser introducidos en el Condensador Helicoidal.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

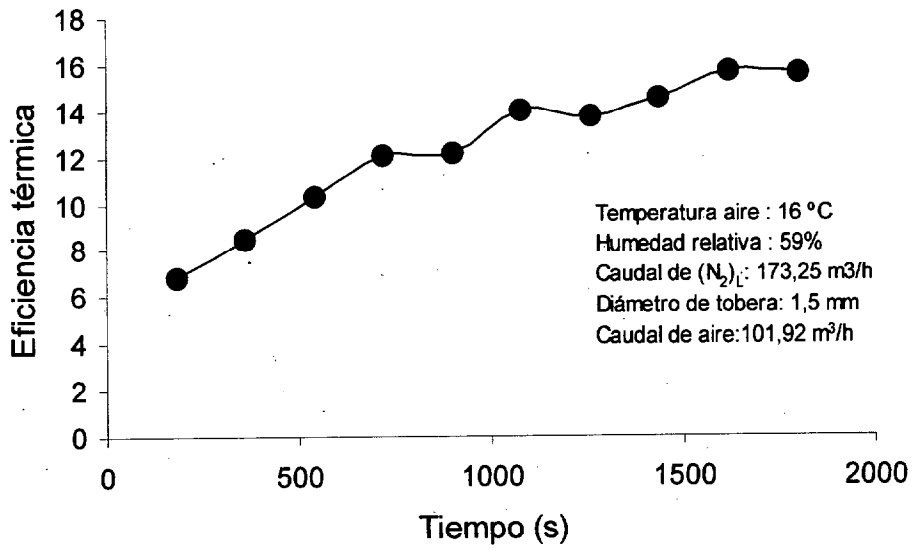



Figura 7-38 Eficiencia Térmica del Condensador

En la figura 7-38, se observa la Eficiencia Térmica del Condensador Helicoidal a lo largo del tiempo, para un caudal de nitrógeno liquido de 173,25 $m^3/h$, verificándose que la máxima eficiencia térmica conseguida en de aproximadamente un 16%. Esto es un indicador de que el volumen de gas no condensable es excesivo para las condiciones de operaciones o es necesario aplicar las siguientes soluciones:

a) Recirculación de los gases a la salida del condensador, introduciéndolos de nuevo en el proceso de enfriamiento.

b) Disminución del caudal de gas no condensable a utilizar, ya que absorbe una gran cantidad de energía, que iría destinada a los VOC´s, lo que se traduce en una baja eficiencia de intercambio.

c) Un aumento del Área de intercambio del condensador y el establecimiento de un dispositivo de control a la salida de los tubos del condensador helicoidal con objeto de optimizar el gasto de este.

### 7.5.2 Recuperación de compuestos orgánicos volátiles VOC´s

Actualmente existen variadas técnicas para la recuperación o tratamiento de los compuestos orgánicos volátiles, VOC´s, entre las que destacan las de adsorción en carbón activado o en tejidos de este [41], o en diferentes tipos de filtros con propiedades adsorcitivas, recuperándose entre otros compuestos, los llamados refrigerantes halogenados HFC-134

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

a [42], recuperación por medio de membranas [43] o el uso de fibras de carbón activo [44]. En la referencia [31] se pueden observar otras técnicas utilizadas así como detalles sobre su aplicabilidad y diseño.

En nuestro caso utilizaremos el proceso de condensación para recuperar los VOC´s, normalmente los condensadores utilizados en la industria usan dos tipos de refrigerante, uno primario como el amoniaco o cloroflúorcarbonos y otro secundario como las soluciones salinas o salmueras.

En la operación de condensación utilizaremos el primer cuerpo del FUA como pre-enfriador en contacto directo, usando nitrógeno liquido como refrigerante. Posteriormente los gases no condensables + VOC´s pasan a un Condensador Helicoidal, donde circula el refrigerante $(N_2)_L$ por los tubos y los VOC´s por la carcasa.

La condensación de los Compuestos Orgánicos Volátiles es fundamental para la optimización del Filtro por Ultracongelación Atomizada (FUA), en nuestro caso hemos experimentado con variados VOC´s, entre los que destacan Acetona, Metanol y Tolueno entre otros.

El proceso de condensación comienza con la generación de los Compuestos Orgánicos Volátiles en la columna de burbujeo, donde se controla el caudal de aire, presión y temperatura con objeto de obtener una concentración generada de VOC´s prácticamente constante. La temperatura de generación es un parámetro muy importante, esta se mantiene a 0° C, para de esta forma obtener concentraciones y coeficiente de transferencia de masa, prácticamente constantes.

Las concentraciones de Acetona, Metanol, Tolueno y Xileno, ya han sido generadas en la columna de burbujeo, según se vio en el apartado anterior, es decir conocemos la masa y concentración de los VOC´s generados.

Estos se mezclan con la corriente de gas no condensable que proviene de la soplante (101,92 $m^3/h$), y de esta forma se obtiene la concentración experimental del compuesto orgánico volátil que se va a recuperar. Otros autores consideran esta concentración a la entrada como la teórica, estando definido su proceso de calculo en [44]. Por tanto, conocemos la concentración de gas a la entrada, $C_{gE}$, mientras que la concentración a la salida, $C_{gS}$, se mide en base de tomar muestras a la salida del Condensador de gas no condensable, usando un Canister para posteriormente trasladar estas muestras a un Cromatógrafo de gases,

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

debidamente calibrado, que nos permite conocer la concentración de VOC´s que no ha condensado en el interior del condensador helicoidal.

Con objeto de obtener unos datos fiables, se inyecto en el Cromatógrafo un patrón gaseoso suministrado por Carburos Metálicos S.L. (Bélgica), esto se inyecto con objeto luego de poder identificar las posibles trazas de VOC´s que no condensaron en el intercambiador helicoidal.

En la figura 7-39, se observan los diferentes picos correspondientes a cada uno de los compuestos orgánicos volátiles, VOC´s usados en la calibración con sus respectivos tiempos de retención los que nos permite identificar cada uno de ellos tanto cualitativamente como cuantitativamente.

En las figuras 7-40 a 7-43 se pueden ver los cromatogramas obtenidos para la Acetona, Metanol, Tolueno y Xileno, donde quedan representadas sus concentraciones a la salida $C_{gS}$, del condensador Helicoidal, verificándose que estas concentraciones son muy bajas si las comparamos con las concentraciones a la entrada $C_{gE}$, destacar que a pesar de las bajas temperaturas adquiridas en el condensador Helicoidal, las eficiencias de recuperación de los VOC´s no ha sido del 99,999 % debido a los grandes caudales de gas no condensable que maneja el condensador.

De todas formas, en todos los casos estudiados según se observa en la figura 7-44 se verifica que obtenemos eficiencias de recuperación de VOC´s mayores al 94%, estando definida esta expresión por,

$$E_R = \frac{C_{gE} - C_{gS}}{C_{gE}} \qquad (11)$$

Estas eficiencias se obtuvieron para variadas concentraciones de VOC´s generadas en el rango de aproximadamente 157 gr/m$^3$ a 764,5 gr/m$^3$ para ello se utilizo el máximo caudal de aire en el caso ($Q_{GEN}$) del generador que era de 501 l/h, para los compuestos Metanol, Tolueno y Xileno, mientras que el caudal de aire en el caso de la Acetona ya que esta es más volátil fue de 465 l/h de gas.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

En la figura 7-44 se observa las eficiencias de recuperación de estos VOC´s, observándose que la utilización del conjunto Filtro por Ultracongelación Atomizada con un primer cuerpo donde ocurre un proceso de filtración de gases contaminantes y pre-enfriador de gases no condensables más VOC´s puede ser una solución a los procesos de limpieza de gases contaminantes como alternativa a otros procesos combinados como son los de criogenia-adsorción que han aparecido recientemente en la bibliografía. [45-46].

En la figura 7-45 se puede ver la influencia de la variación de las concentraciones de gas a la salida y entrada, observándose en este caso que el cociente entre dichas concentraciones es igual a ($1-E_R$), es decir la unidad menos la Eficiencia de recuperación de VOC´s. Cabe destacar, según se observa en las figuras 7-44 o 7-45 que las eficiencias de recuperación de VOC´s obtenidas fueron las siguientes:

Xileno ($E_R$ = 94,2 %), Acetona ($E_R$ = 96,6 %), Metanol ($E_R$ = 96,6 %) y Tolueno ($E_R$ = 97,9 %)

Estos valores son un indicador que el uso adecuado de esta tecnología de Filtración por Ultracongelación Atomizada puede ser usada con éxito en la Filtración de gases contaminantes que contengan sólidos particulados y la recuperación de compuestos orgánicos volátiles VOC´s contenidos en ellos.

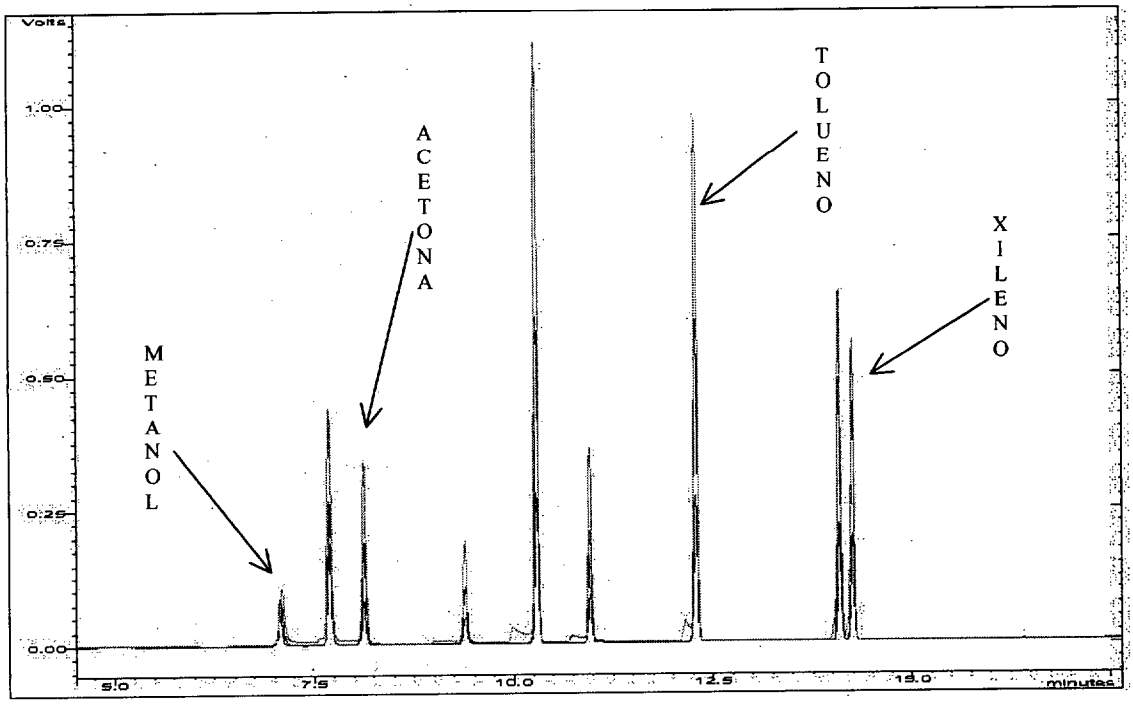



Figura 7-39 Patrones de Calibrado

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

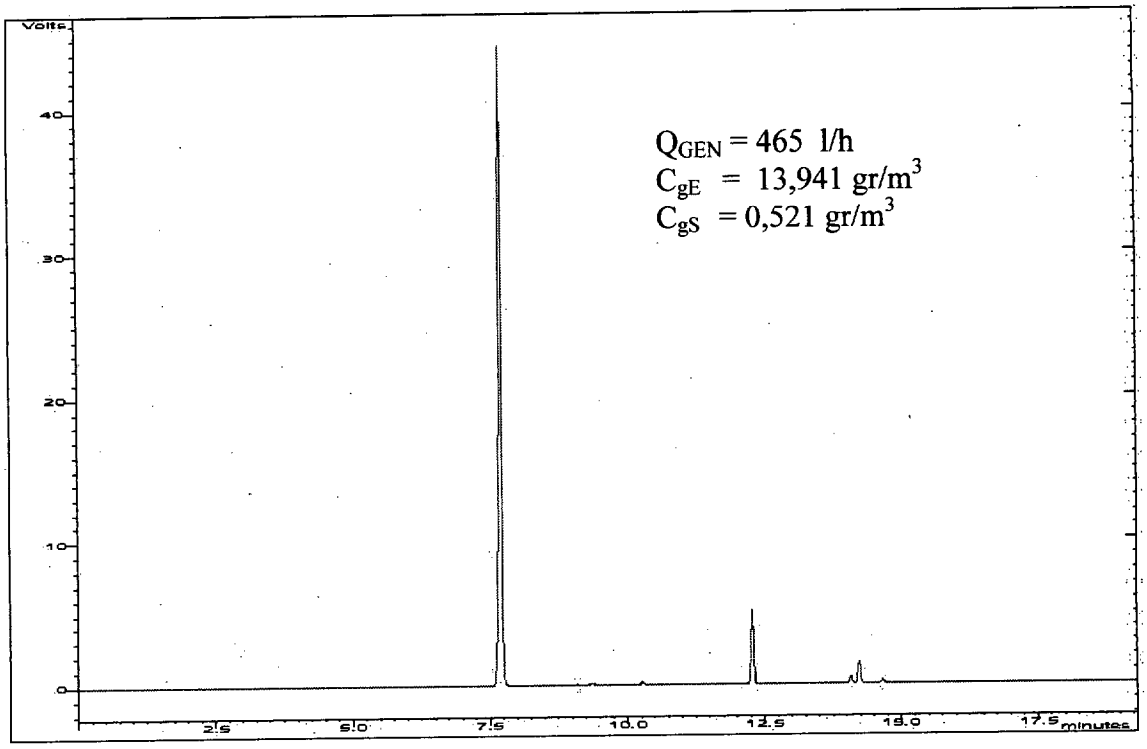



Figura 7-40 Acetona

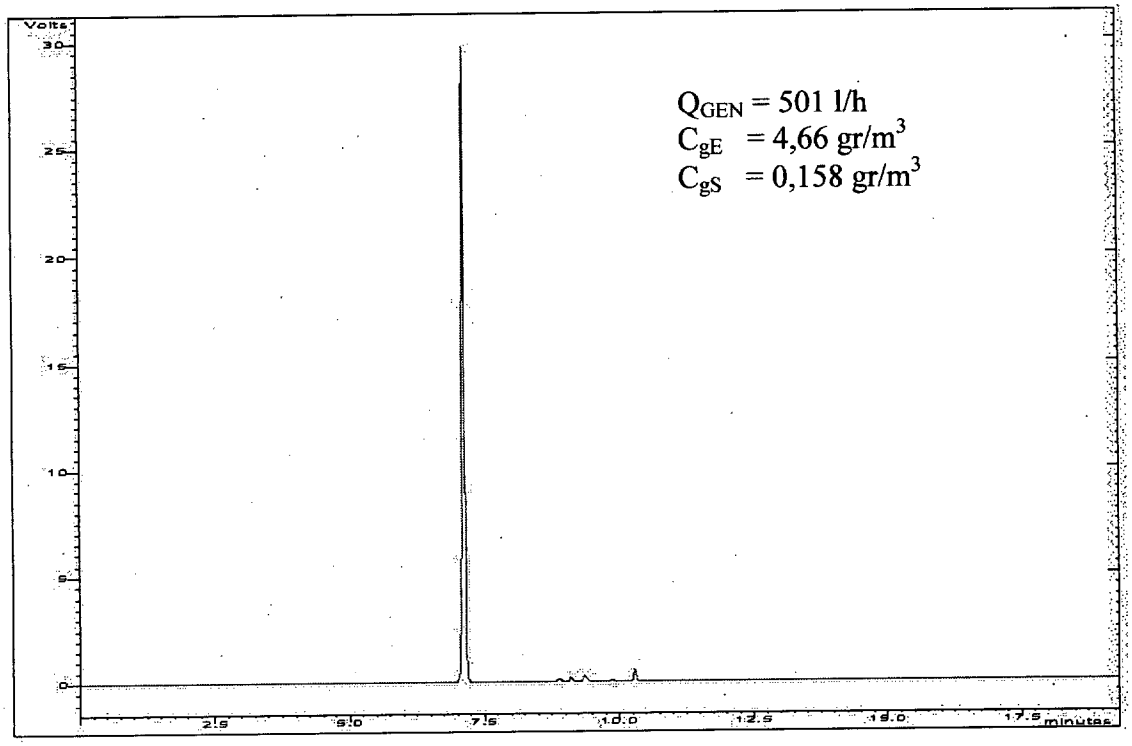



Figura 7-41 Metanol

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

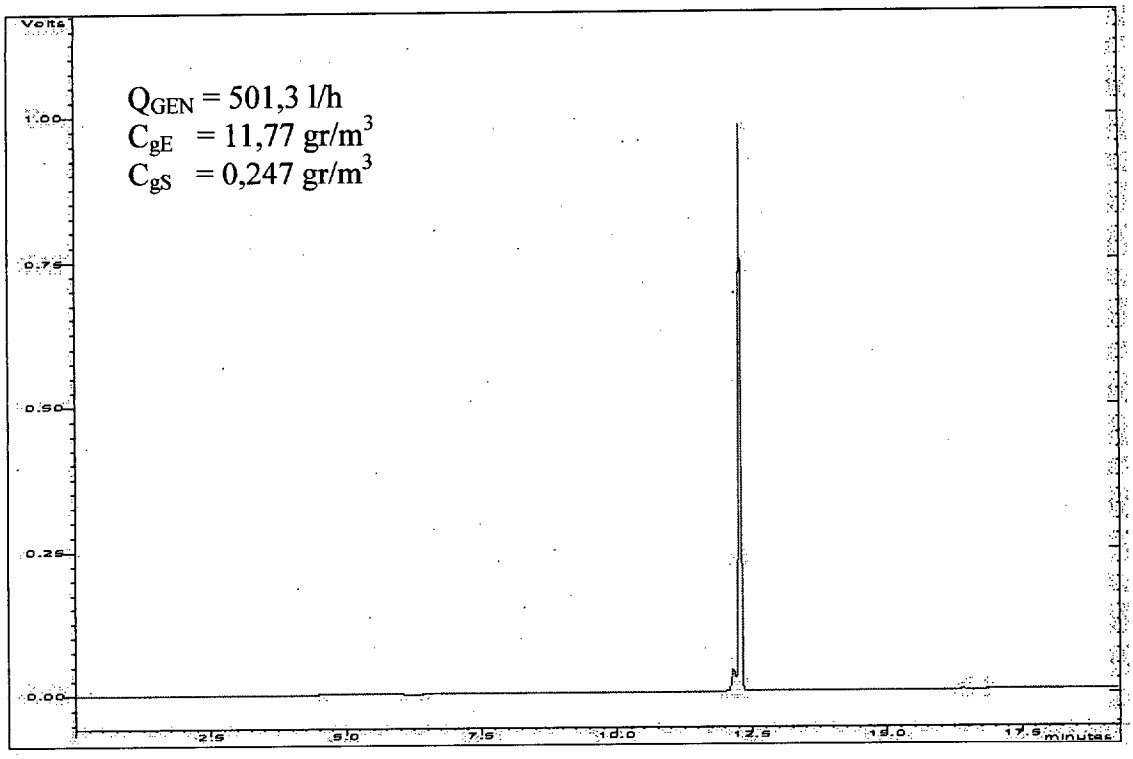



Figura 7-42 Tolueno

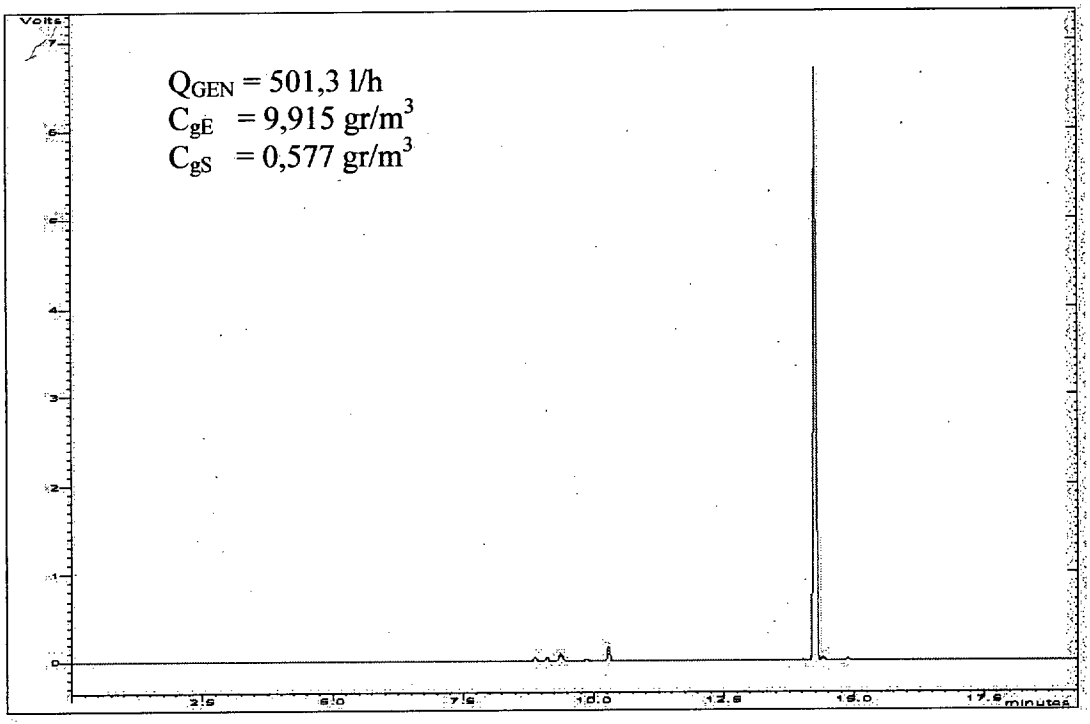



Figura 7-43 Xileno

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

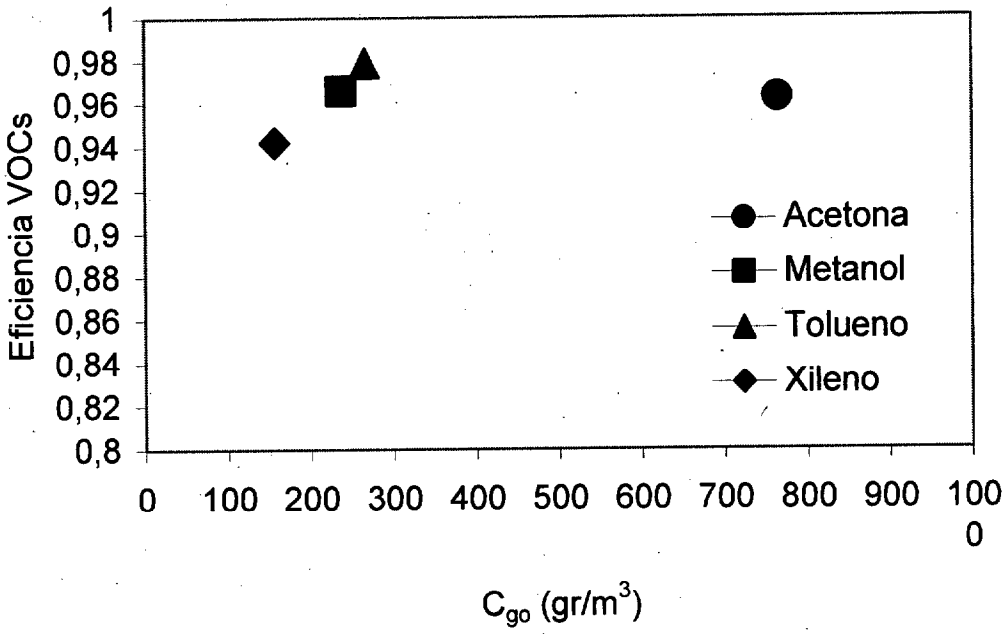



Figura 7-44 Eficiencias de recuperación de VOC´s

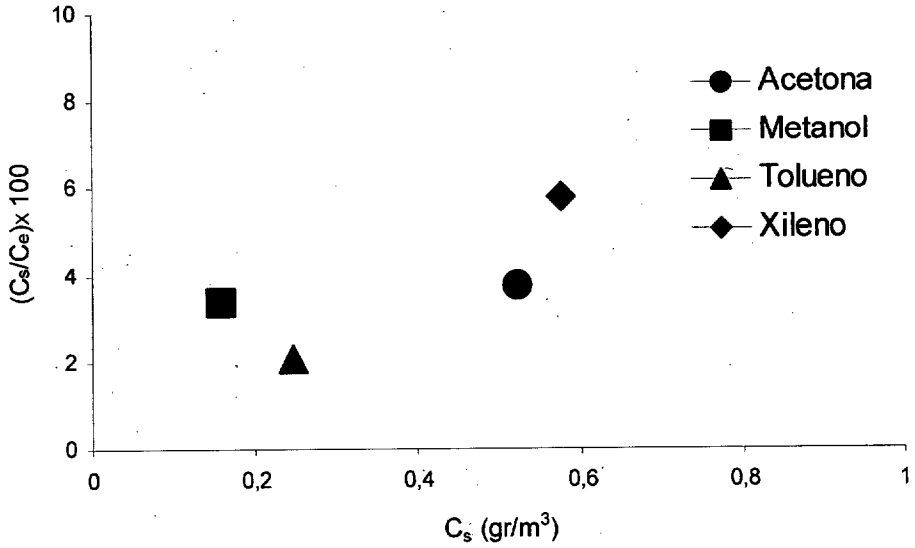



Figura 7-45 Influencia de variaciones de concentraciones de gas.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## 7-6 RESUMEN

En este capitulo se ha investigado el comportamiento dinámico del Filtro por Ultracongelación Atomizada, FUA, investigándose las diferentes variables de operación que influyen en su optimización, así como los diferentes procesos físicos que intervienen en el FUA.

Se ha estudiado, investigado y experimentado con los siguientes procesos:

- Generación de Partículas por medio de un lecho fluidizado
- Filtración de Gases Contaminantes
- Generación de Compuestos Orgánicos Volátiles (VOC´s)
- Condensación de Compuestos Orgánicos Volátiles.

Se ha observado que se obtienen: (a) Concentraciones constantes en la generación de partículas usando un lecho fluidizado (b). Que las Eficiencias Globales de Filtración cuando inyectamos agua a 0° C están comprendidas entre 98,5 y 99,5 %. (c) Que se han generado diversas concentraciones de VOC´s utilizando un generador de VOC´s con camara de mezcla, siendo prácticamente constante las concentraciones generadas. (d) Se ha estudiado el proceso de Transferencia de Calor asociado con el cambio de estado (condensación) usando como refrigerante Nitrógeno liquido, verificándose que lass Eficiencias de Recuperación de VOC´s en los casos estudiados eran superiores al 94 %. Por lo que, este nuevo diseño de Filtro por Ultracongelación Atomizada nos permite no solo filtrar gases contaminantes, sino también los Compuestos Orgánicos Volátiles, VOC´s presentes en él.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## Bibliografía

[1] A. Macías Machín, J. Umbría, M. Socorro y E. Moro, Generador de partículas usando un alimentador Mecánico, Patente Española (solicitada) (2002).

[2] D. Santana, J. M. Rodriguez and A. Macías Machín "Modelling fluidized Bed elutriation of fine particles" Powder Tech., vol. 106, pp 110, (1999).

[3] D. Kunii and o, Levenspiel, Fluidization Engineering, Butterworth-Heinemann, Stoneham, Ma, USA, (1991).

[4] H. Pendse y G. Tien, General Correlation of the initial collection efficiency of granular filter beds, AICHE J. Vol. 28, pp 677 (1982)

[5] V. Henriquez y A. Macías-Machin, Hot gas Filtration using a moving bed Heat exchanger-filter, (MHEF), Chem. Eng. and Procc. Vol. 36, pp 353, (1997).

[6] EPA Norms, stationary Source Sampling Methods, Method 1-A, August 18 Th, (1977)

[7] ANSI Norms, American Society of Mechanical Engineers, (eds), New York, (1980)

[8] A. Macías-Machín, J. Umbría y A. Lecuona, New Filter by Atomised Ultrafreezing, (FUA). Journal of Filtration Society, accepted, (2002).

[9] J. Umbría, A. Macías-Machín, A. Lecuona y A. Espino, Gas Filtration using a Filter by Atomised Ultrafreezing, FUA, Transaction of Filtration Soc. (enviado) (2002).

[10] K. D. Tigges and F. Mayinger, Experiments with highly efficient venturi scrubbers for aerosol separation from gases under multiplane water injection, Chem. Eng. Progress, vol. 18, pp. 171, (1984).

[11] F. Mayinger y M. Lehner, Operating results and aerosol deposition of a Venturi scrubber in self-priming operation, Chem. Eng. and Processing, vol. 34, pp 283, (1995)

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

[12] N.V. Ananthanarayanan and S. Viswanathan, Prediting the liquid flux distribution and Collection Efficiency in cylindrical Venturi Scrubbers, Ind. Eng. Chem. Res., vol. 38 pp. 223, (1999).

[13] R.W.K. Allen, Prediction of Venturi scrubber grade efficiency curves using the contacting power law, Powder Technology, vol. 86, pp 137, (1996).

[14] Publicación de Atecyr, Vol. 27. 1998

[15] J.A. Dean, "Lange's Handbook of Chemistry", McGraw Hill Book Co, New York, USA, (1985).

[16] P.H. Howard, Handbook of Environmental Fate and Exposure Data for Organic Chemical vol. II, Lewis Pub. Chelsea, MI, USA (1990).

[17] CRC Handbook of Chemistry and Physics, 76 th ed., D.R. Lide (ed), CRC Press, Boca Raton, FL, USA, (1995).

[18] L. Zu, R. J. Abumaizar, W. M. Kocher, Biofiltration of Benzene Contaminated air streams using compost-activated carbon filter media", Environ. Progress, vol. 17, (3), pp 168, (1998)

[19] D. S. Hodge y J S. Devinny, Biofilter Treatment of Ethanol vapours, Environ. Progress, vol. 13 (3), pp 167, (1994).

[20] K. Kianed, B. Fundenbenger, R. Brzezinski, G. Viel and M. Heitz, Biofiltration of air polluted with Toluene under Steady-state conditions: Experimental Observations, Ind. Eng. Chem. Res., vol. 36, pp. 4719, (1997).

[21] G. Howard-Reed, R. L. Corsi, Mass Transfer of volatile Organic compounds from drinking water to indoor air: The role of residential Dishwashers, Env. Science Tech. Vol. 33, pp 2266. (1999).

[22] S.Y. Lee, Y.P. Tsui, Succeed at Gas-liquid contacting, Chem. Eng. Progress, vol. July, pp 23, (1999).

[23] D.A. Olson, J.K. Stubbe y R. L. Corsi, A mechanistic model for estimating VOC emissions from industrial process drains part 1: The Modelling Channel, Environ. Progress, vol. 19(1), pp 1, (2000).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

24] D.A. Olson, J. K. Stubbe, y R. L. Corsi, A mechanistic model for estimating VOC emissions from industrial process drains: Part II: The water seal, Environ Progress, vol. 12 (1), pp 11, (2000).

[25] R.E. Treybal, Operaciones de Transferencia de Masa, Mc Graw Hill, Mejico, (1980).

[26] A. L. Lydensen, Mass Transfer in Engineering Practice, John Wiley & Sons, Chichester, (1983).

[27] J.H. Lee, N.R. Foster, Measurement of Gas–Liquid Mass Transfer in Multiphase Reactors, App. Cat., vol. 63, pp. 1, (1990).

[28] H. Hikita, S. Asai, K. Tanigawa, K. Segawa y K. Kitao, The volumetric mass transfer coefficient in Bubble Columns, Chem. Eng. J. Vol. 20, pp. 59, (1980).

[29] K. Akita y F. Yoshida, Bubble size interfacial area and liquid – phase mass transfer coefficient in bubble columns, I & E. C. Proc. Des. Dev. Vol. 13, pp. 84, (1974).

[30] G. Parthasarathy, M.M. El-Hawagi, Optimum mass integration strategies for condensation and allocation of multicomponent VOC's Chem. Eng. Science, vol. 55 pp. 881, (2000).

[31] E. C. Moretti, Practical Solution for Reducing Volatile Organic Compounds and Hazardous Air Pollutants, AICHE (eds.) New York, Chap. 3, (2001).

[32] K.A.R. Ismail, A. Padilla, A study on transient ice formation of laminar flow inside externally super cooled rectangular duct, App. Thermal Eng., vol. 20, pp 1709, (2000).

[33] Z. Ilken y A. Erek, A correlation for planar solidification of water, Int. Comm. Heat Mass Transfer, vol. 23 (5), pp 679, (1996).

[34] A.C. Keary y R. J. Bowen, Analytical study of the effect of natural convection on cryogenic pipe freezing, Int. J. Heat Mass Transfer, vol. 41 (10), pp 1129, (1998).

[35] B. D. Knodel, D.M. France, V. S. Choi, M.W. Wambsganns, Heat Transfer and pressure drop in ice-water slurries, App. Thermal Eng., vol. 20, pp 671, (2000).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

[36] S. O. Awonorin, An appraisal of the freezing capabilities of tunnel and spiral belt freezers using liquid nitrogen sprays, Journal of Food Engineering, vol. 34, pp 179 (1997).

[37] C. Honsiadas, K. H. Schrader, J. Drossinos, Dehumidification of air flow through cooling at sub-freezing temperatures, Int. J. Mass Transfer vol. 41 (12), pp. 1821, (1998).

[38] K. J. Baumeister, T.D. Hamill, G.J. Schoessow, A generalised correlation of vaporization times of drop in film boiling on a flat plate, Proc. 3rd Intern. Heat Transfer Conference, vol. 4, pp 66, Chicago AICHE (ed), (1966).

[39] C. Bonacina, C. Comini, S. Del Giudice, Evaporation from cryogenic liquids sprayed on flat surfaces, Proc. 5 th Intern. Heat Transfer Conference, vol. B 3-11, pp 130, Tokyo Japan. (1974).

[40] M.C. De Andres, E. Hoo, F. Zangrando, Performance of direct-contact heat and mass exchangers with steam-gas mixtures at subatmospheric pressures, Int. J. Heat Mass Transfer, vol. 39 (5), pp 965, (1996).

[41] M.P. Cal, M. J. Rood, S. M. Larson, Removal de VOC's from humidified gas streams using activated carbon cloth, Gas Sep. Purif., vol. 10 (2), pp 117, (1996).

[42] C.J. Karwacki y R.W. Morrison, Adsorptive retention of Volatile Vapour for Nondestructive Filter leak testing, Ind. Eng. Chem Res., vol. 37, pp. 3470, (1998).

[43] T. K. Poddar, S. Majumdar, K.K. Sirkar, Removal de VOC's from air by membrane-based absorption and stripping, Journal of Membrane Science, vol. 120, pp 221, (1996).

[44] P. Navarri, D. Marchal, A. Ginestet, Activated Carbon fibre materials for VOC removal, Filtration & Separation, January pp. 34, (2001).

[45] M. Lordgooci, K.R. Carmichael, T.W. Kelly M.J. Rood, y S.M. Larson, "Activated Carbon cloth adsorption-cryogenic system to recover toxic volatile organic compounds", Gas Sep. Purif., vol. 10 (2), pp 123, (1996).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

[46] V. K. Gupta, N. Verma, Removal de volatile organic compounds by cryogenic condensation followed by adsorption, Chemical Eng. Science, vol. 57, pp 2679, (2002).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# CAPÍTULO VIII

# CONCLUSIONES

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# 8 CONCLUSIONES

1) Se ha diseñado, montado, probado, investigado y experimentado con un nuevo Filtro por Ultracongelación Atomizada, FUA, que permite la filtración de partículas contaminantes en el primer cuerpo del dispositivo y la recuperación de Compuestos Orgánicos Volatiles VOC´s en el segundo cuerpo, usando un Condensador Helicoidal.

2) Se ha realizado investigación en los siguientes áreas de la ingeniería: Generación de partículas, Filtración de gases contaminantes, Generación de Compuestos Orgánicos Volátiles, VOC´s, Transferencia de Calor y Condensación de Compuestos Orgánicos Volátiles VOC´s , habiéndose diseñado, notado y experimentado las correspondientes instalaciones a nivel de Planta Piloto para poder investigar en las anteriores áreas científicas.

3) Se ha construido, experimentado y probado con un Nuevo Generador de Partículas de Lecho Fluidizado con Alimentación Mecánica, que permite obtener concentraciones prácticamente constantes de partículas elutriadas a la salida del Lecho Fluidizado, lo que es una garantía para la optimización de cualquier Filtro industrial.

4) El Proceso de Filtración de Partículas en el primer cuerpo del Filtro por Ultracongelación Atomizada (Venturi) está influenciado por la relación Caudal de Liquido/ Caudal de Gas , verificándose que a medida que aumenta la relación anterior, aumenta la Eficiencia Global de Filtración del FUA.

5) La temperatura del agua inyectada en el Venturi es un parámetro operacional muy importante, ya que a medida que disminuye la temperatura del agua inyectada en el Venturi, aumenta la Eficiencia Global de Filtración del FUA, verificándose que a la temperatura de 0° C, se consigue un aumento de la Eficiencia , E, en un 34%, si comparamos con la Eficiencia Global de Filtración obtenida a la temperatura ambiente (25° C).

6) Se ha diseñado, montado, probado, investigado y experimentado con el Generador de Compuestos Orgánicos Volátiles, que permite obtener concentraciones prácticamente constantes de VOCs a la salida de la Columna de Burbujas, lo que es una garantía para la validación de cualquier proceso de recuperación de estos tipos de compuestos.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

7) Se ha investigado sobre la Pérdida de Carga en el Venturi, verificándose que esta aumenta con el caudal de aire suministrado. Observándose que la inyección de nitrógeno en contacto directo en el primer cuerpo del FUÁ no es conveniente, ya que Pérdida de Carga aumenta considerablemente, siendo esto no rentable desde el punto de vista económico.

8) Se hace necesario que la inyección de nitrógeno al FUÁ, se haga en contacto indirecto, es decir encamisado, para evitar las enormes Pérdidas de Carga, y de esta forma tener un Filtro por Ultracongelación Atomizada, que funcione de manera óptima, ya que, se evitaría el cambio de estado del nitrógeno liquido a nitrógeno gas en el primer cuerpo del FUA (contacto directo), lo que produce un aumento del volumen de gas a transportar por la soplante, con el consiguiente aumento de la perdida de carga.

9) Se observa la formación de hielo en las paredes del primer cuerpo del FUÁ con el tiempo, esto hace necesario, cuando se inyecte el nitrógeno en contacto indirecto un estudio sobre el tiempo y forma del desescarche a utilizar, ya que , la formación de hielo avanza en las paredes con el tiempo de operación y con el caudal de agua inyectado, por lo que será necesario parar el proceso de filtración para realizar el desescarche.

10) El pre-enfriamiento de los gases contaminantes que luego van a ser recuperados en el Condensador Helicoidal, es fundamental para la recuperación de estos, ya que esto permitirá un ahorro energético de nitrógeno líquido a utilizar, y será necesario optimizar el caudal de gas no condensable, para poder aumentar la Eficiencia de Recuperación de los Compuestos Orgánicos Volátiles VOC´s.

11) Se hace necesario la introducción en la instalación del Filtro por Ultracongelación Atomizada, FUÁ de un Deshumidificador a la salida del primer cuerpo de este, y antes del Condensador Helicoidal, para evitar la formación de hielo en los tubos de este y de esta forma garantizar un óptima recuperación de los Compuestos Orgánicos Volátiles, VOCs.

12) La recirculación del nitrógeno que sale de los tubos del Condensador Helicoidal y es inyectado en el primer cuerpo del Filtro por Ultracongelación Atomizada, FUÁ es fundamental para la obtención de las bajas temperaturas que se requieren en el Condensador, además de producir un ahorro energético a la instalación.

13) En las condiciones de operación utilizadas se observa que la Eficiencia de Recuperación de los Compuestos Orgánicos Volátiles ha sido: Xileno ($E_R$ = 94,2 %), Acetona ($E_E$ = 96,6 %), Metanol ($E_R$ = 96,6 %) y Tolueno ($E_R$ = 97,9 %), verificándose en todos los casos que es mayor al 94 %,

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

lo que es una garantia para que este nuevo proceso (FUA) pueda ser usado en la recuperación de VOC´s.

14) El nuevo Filtro por Ultracongelación Atomizada, FUA investigado en este trabajo permite la Filtración de Sólidos particulados contenidos en gases contaminantes obteniéndose altas Eficiencias Globales de Filtración, ( > 98% ) y de recuperación de Compuestos Orgánicos Volátiles ( > 94 % ), lo que es un avance para poder pasar de la escala de planta piloto a la escala de planta industrial.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

DESARROLLOS FUTUROS

1° Hemos comprobado y opinamos que el gasto de Nitrógeno Licuado encarecería en exceso el coste económico industrial del sistema FUA, por lo que, será necesario un control y optimización del caudal de nitrógeno liquido inyectado en los tubos del Condensador Helicoidal con el objeto de aumentar la Eficiencia Térmica de este e instalando un dispositivo de Control electrónico de consumo de nitrógeno liquido.

2° Se ha experimentado y comprobado por los datos experimentales, que la alimentación al segundo cuerpo del FUA en un ambiente aire+voc´s del 100% de Humedad Relativa, va obstruyendo con el tiempo de ensayo, la unidad condensadora, formándose películas de hielo que aumenta la perdida de carga del conjunto. Por ello vemos necesario, para el futuro de uso industrial, intercalar un modulo secador entre los cuerpos 1° y 2° del filtro (FUA) y así filtrará en régimen continuo.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

# PUBLICACIONES

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

## Publicaciones del doctorando

1. J. Umbría, D. Santana, V. Henríquez, G. Rivero, A. Macias-Machín, "FILTRACIÓN DE GASES A MUY BAJA TEMPERATURA, USANDO NITROGELO LIQUIDO". 9ª Conferencia Científica de Ingeniería y Arquitectura, La Habana, Cuba, (1997)

2. A. Macias-Machin V.Henríquez, *D.*Santana, *J.*Umbría, "FILTRACIÓN POR ULTRACONGELACION ATOMIZADA". 9ª Conferencia Científica de Ingeniería y Arquitectura, La Habana, Cuba, (1997)

3. J. Umbría, D. Santana, V. Henríquez, G. Rivero, A. Macias-Machín, "FILTRACIÓN POR ULTRACONGELACION ATOMIZADA".- International Symposiun on Filtration and Separation pp. 51, Las Palmas de Gran Canaria, España, (1998).

4. A. Macias-Machín, J. Umbría y D. Santana, "DISPOSITIVO Y PROCEDIMIENTO PARA LA FILTRACIÓN DE GASES Y RECUPERACIÓN DE COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES VOC-S".- **Patente Española** nº 9902698, (1999)

5 J. Umbría, A. Macias-Machín y A. Lecuona "FILTRACIÓN DE PARTÍCULAS CONTAMINANTES POR MEDIO DE UN FILTRO POR ULTRACONGELACION ATOMIZADA" Simposio Iberoamericano sobre Medio Ambiente, La Habana (Cuba).2.000

6 M. Socorro, D. Santana, J Umbría y A. Macias-Machín "FILTRACION-INTERCAMBIO DE CALOR USANDO UN NUEVO MATERIAL PARA SEPARACIONES SOLIDO-GAS".- "XIV Congreso Nacional de Ingeniería Mecánica " Universidad Carlos III. (Leganés) Madrid 2000

7 A. Macias Machin, J. Umbria y E. Moro, "Ingeniería Química" EFECTOS DE LOS PARÁMETROS OPERACIONALES DEL FUA. Fecha de la publicación: Octubre. Número de la publicación: Octubre, Pagina 125, 2.000.

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004

BIBLIOTECA CENTRAL

8. J.P. Bermúdez, J. Umbría, D. Santana y A. Macias-Machín "TEMPERATURE EFFECT ON GAS FILTRATION IN A GRANULAR FIXED BED FILTER" "8 Worid Filtration Congress" 3-7 April, Brighton( U.K.). 2.000.

9. J. Umbría, JJ. Rodríguez, A. Espino y A. Macias-Machín " RECUPERACIÓN DE COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES, USANDO BAJAS TEMPERATURAS" XV Congreso Nacional de Ingeniería Mecánica 10 Diciembre, Cádiz (España) -Artículo aceptado- (2000).

10. A. Macias Macín, J. Umbria y A. Lecuona "Journal of Filtration Society" "New Filter by Atomized Ultrafreezing" Articulo aceptado. (2000).

11. J. Umbría. Macias-Machín. A. Lecuona y A. Espino "GAS FILTRATION USING A FILTER BY ATOMIZED ULTRAFREEZING (FUA)".Transation of Filtration Soc. Articulo enviado (2002).

12. J. Umbría. A. Espino. J.J. Santana-Rodríguez. A. Macias-Machín. " FILTRACIÓN POR ULTRACONGELACION ATOMIZADA II: CONDENSACIÓN DE COMPUESTOS ORGÁNICOS VOLÁTILES (VOC's). Revista: Ingeniería Química. Articulo enviado (2002).

© Universidad de Las Palmas de Gran Canaria. Biblioteca Digital, 2004