

Trabajo fin de grado
Ingeniería Química

Evaluación de sistemas de abatimiento de partículas
en regeneración de catalizadores de FCC

Autor: José Manuel García-Moreno Claro

Tutor: Antonio Plumed Rubio

Dep. ingeniería química y ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2018



Trabajo fin de grado
Ingeniería química

Evaluación de sistemas de abatimiento de partículas en regeneración de catalizadores de FCC

Autor:

José Manuel García-Moreno Claro

Tutor:

Antonio Plumed Rubio

Profesor titular

Dep. de ingeniería química y ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2018

Trabajo Fin de grado: Evaluación de sistemas de abatimiento de partículas en regeneración de catalizadores
de FCC

Autor: José Manuel García-Moreno claro
Tutor: Antonio Plumed Rubio

El tribunal nombrado para juzgar el Proyecto arriba indicado, compuesto por los siguientes miembros:

Presidente:

Vocales:

Secretario:

Acuerdan otorgarle la calificación de:

Sevilla, 2018

El Secretario del Tribunal

A todos los que siempre han estado ahí, sobretodo, sin yo pedirlo.

Agradecimientos

En esta vida nada es regalado, desde que te levantas por la mañana hasta que te acuestas por la noche hay que luchar, luchar por unos objetivos, por unos ideales, quizás a veces, luchar por luchar sin saber muy bien por qué, pero lo más importante no es la lucha en sí, sino quien esta a tu lado mientras luchas, para hacerte el camino más sencillo. Por eso, quiero agradecer a los que siempre están, incondicionales, sin pedir nada a cambio, aguantando hasta cuando ni tú mismo te aguantas. En especial a mi familia, mis padres, que desde que tengo uso de razón han estado ahí para que estudiase, ayudándome con exámenes y deberes y dándome lo que incluso a veces ni ellos tenían. A mis hermanos, que, en definitiva, son lo mejor que me han pasado. Por supuesto mis abuelos, siempre les agradeceré el apoyo incondicional y los infinitos consejos de la vida. Sin olvidarme de tios, tias, primos, primas, tios-abuelos y aquellos que no son de sangre, pero sí de corazón, todos juntos hacemos el significado de la palabra "familia". Mención especial a mi abuela Loli, por hacerme del Real Madrid, desde que nací y para siempre. Qué haría uno sin esos amigos con los que compartir las vivencias, quizás algunos ya no estén, otros vendrán y, sobre todo, por los que estarán para siempre. A mi pareja, por el apoyo y cariño recibido, mañana, tarde y noche. En definitiva, a todos vosotros, que con vuestra mejor intención hacéis de este camino más llevadero, de corazón, gracias, siempre en deuda.

A mi tutor por la ayuda, comprensión y tiempo dedicado a este trabajo.

José Manuel García-Moreno Claro

Ingeniero químico

Sevilla, 2018

Resumen

La problemática por la emisión de partículas en suspensión, sobre todo de un tamaño inferior a $10\ \mu\text{m}$, denominadas PM_{10} , debido a su capacidad para dañar tanto climas, como a diversos ecosistemas y a los seres humanos, provoca que se regule el límite de emisiones de estas partículas a un valor más restrictivo.

Como consecuencia directa de esta restricción se encuentra la necesidad de re-adaptación por parte de las fuentes emisoras, sobre todo grandes industrias, para cumplir con la normativa, la cual se prevé entrará en vigor en 2030 deberán instalar equipos de captación de partículas.

En este trabajo se plantean y estudian las principales alternativas, que mejor se adaptan a la industria de la refinera de petróleo, concretamente, estas alternativas son un precipitador electroestático, un filtro de mangas y un lavador húmedo tipo Venturi.

Dichas alternativas se diseñan, para que satisfagan el rendimiento de captura deseado, tras esto, se realiza un análisis económico, para determinar los costes derivados de la instalación y operación de estos equipos.

Finalmente se selecciona el equipo que mejor y de manera más optimizada resuelva el problema, en función de los ámbitos mencionados anteriormente.

Abstract

Problematic by particles matter, above all smaller than 10 μm , called PM_{10} , due to their capacity to damage climates, as well as ecosystems and humans, it makes necessary to regulate the limit of these emissions to a value more restrictive.

As direct consequence of this restriction there is need of re-adaptation of the issuing sources, above all large industries, in order to comply with the regulation, which is expected to enter into force in 2030, for that industries will should install particles capture devices.

In this project the main alternatives are studied, and these that are better adapted for a refinery are an electrostatic precipitator, a bag filter and a wet scrubber Venturi.

These alternatives are designed to satisfy the performance required, then, an economic analysis is done, to determinate the costs of the installation and annual operation.

Finally, a device is chosen, the choice is done in function of several parameters to be the best option.

Índice

Agradecimientos	8
Resumen	10
Abstract	12
Índice	13
Índice de Tablas	15
Índice de Figuras	16
1 Introducción	17
1.1. <i>Introducción a la problemática de emisiones de partículas</i>	17
1.2. <i>Objetivos del Proyecto</i>	22
2 Emisiones atmosféricas en FCC	23
3 Alternativas planteadas	25
3.1. <i>Precipitadores electrostáticos</i>	25
3.1.1 Precipitadores placa de alambre	27
3.1.2 Precipitadores placa plana	30
3.1.3 Precipitadores tubulares	31
3.1.4 Precipitadores húmedos	31
3.1.5 Precipitadores de doble etapa	31
3.1.6 Equipos auxiliares asociados a los electroprecipitadores	32
3.2 <i>Filtros de manga</i>	33
3.1.7 Limpieza por agitación	34
3.1.8 Limpieza con aire a la inversa	36
3.1.9 Limpieza por chorro pulsante	37
3.1.10 Limpieza Sónica	39
3.1.11 Equipos auxiliares asociados	40
3.3 <i>Torres de limpieza húmedas</i>	41
3.3.1 Torres de aspersion	42
3.3.2 Torre de aspersion ciclónica	44
3.3.2 Torres de limpieza dinámica	45
3.3.3 Torres de bandeja	45

3.3.4 Torre de limpieza tipo Venturi	46
4 Diseño de equipos	48
4.1. <i>Diseño precipitador electroestático</i>	49
4.2. <i>Diseño filtro de mangas</i>	58
4.3. <i>Diseño lavador húmedo Venturi</i>	66
5 Análisis económico	73
5.1. <i>Análisis económico precipitador electroestático</i>	77
5.2. <i>Análisis económico filtro de mangas</i>	83
5.3 <i>Análisis económico lavador Venturi</i>	88
6 Selección de equipo	93
7 Conclusiones	98
Referencias	101

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Factor escabullimiento SN	51
Tabla 2: Factor reencauzamiento por golpeteo	51
Tabla 3: Número de secciones en función del rendimiento del filtro	53
Tabla 4: tamaños de partículas para secciones de 1 hasta n.	54
Tabla 5: Relación gas-a-tela para diferentes partículas	60
Tabla 6: Factores de material y aplicación A y B	61
Tabla 7: Factor sobredimensionado área neta	63
Tabla 8: Numero de compartimentos en función del área de filtración neta	64
Tabla 9: Materiales del tejido de mangas.....	65
Tabla 10: índice de costes (CEIP)	75
Tabla 11: Costes filtro electroestático.....	79
Tabla 12: constantes de los factores a y b.....	83
Tabla 13: característica de los materiales.....	84
Tabla 14: Factores de coste filtro de mangas.....	85
Tabla 15: Factor material de construcción	89
Tabla 16: Costes totales Venturi baja energía.....	90
Tabla 17: comparativa de alternativas.....	99

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Evolución emisiones de partículas desde el año 2000	18
Figura 2. Diagrama de proceso craqueo catalítico fluidizado	19
Figura 3. Distribución granulométrica partículas regenerador FCC	24
Figura 4. Esquema básico de funcionamiento precipitador electrostático.	26
Figura 5. Precipitador electrostático, con sus respectivas secciones y partes	28
Figura 6. Configuración y secciones de un filtro electrostático. Izquierda placa plana, derecha de alambre.	29
Figura 7. Equipos auxiliares y de control asociados a un precipitador electrostático.	33
Figura 8. Filtro de tela con limpieza mediante motor de agitación.....	35
Figura 9. Equipo de filtración con método de limpieza mediante aire a la inversa.	36
Figura 10. Unidad mediante limpieza de chorro pulsante.	37
Figura 11. Filtro de limpieza mediante pulso de aire, con cartuchos incluidos.	39
Figura 12. Equipos auxiliares asociados a un filtro de tela.....	41
Figura 13. Torre de aspersión.....	43
Figura 14. Torre de aspersión ciclónica.	44
Figura 15. Torre de platos.....	46
Figura 16. Torre de limpieza tipo Venturi.....	47
Figura 17. Enfriador de gases residuales	49
Figura 18. Rendimiento de captura frente área de captación	55
Figura 19. Estructura calle PES	56
Figura 20. Rendimiento torre Venturi como función del tamaño de partícula.....	67
Figura 21. Relación L/G frente a carga PM.....	68
Figura 22. Equipos auxiliares y circuito Venturi	72
Figura 23. Evolución CEPCI desde 1990 hasta 2015.	76
Figura 24. Gráfica precio (\$) frente a rendimiento.	78
Figura 25. Coste electricidad anual frente rendimiento.....	81

1 INTRODUCCIÓN

Vivimos en la tierra como si tuviésemos otra a la que ir.

- Terry Swearingen -

1.1. Introducción a la problemática de emisiones de partículas

En las últimas décadas, la problemática por la emisión de partículas de origen antropogénico industrial se ha ido incrementando y las legislaciones de los países emisores de dichas partículas cada vez son más restrictivas debido a los resultados de diferentes estudios que muestran evidencias sobre cómo daña la salud las partículas en suspensión, así como un crecimiento de la empatía con el desarrollo sostenible y con el cuidado del medioambiente.

Las partículas en suspensión son emisiones producidas por numerosos procesos industriales y maquinarias que combustión derivados del petróleo o carbón, y consisten en partículas sólidas o líquidas suspendidas en el aire, las cuales suponen una agresión a la salud dado su carácter inhalable (polvo, hollín, humo, partículas de metales).

Las principales fuentes de emisiones de partículas en suspensión pueden clasificarse como fijas o móviles, las fuentes fijas comprenden a las industrias, tales como plantas de producción de electricidad, refinerías, plantas cementeras. Las fuentes de emisiones de partículas móviles son, sobre todo, los medios de transporte, los cuales para la producción de energía mecánica consumen derivados del petróleo. Concretamente, estas partículas alteran la composición natural de la atmósfera dañando la salud humana, así como el clima y los diversos ecosistemas. [1]

Algunos de los efectos ambientales de la emisión de partículas suspendidas son la reducción de la visibilidad, lluvia ácida y daños y manchas provocados en materiales (estatuas y monumentos). La deposición de partículas suspendidas también puede contribuir a acidificación de lagos y ríos, incluso modificar el equilibrio de los nutrientes en el agua y suelo.

Por otra parte, las partículas en suspensión pueden provocar graves problemas en la salud humana, especialmente las de diámetro menor de 10 μm , denominadas PM₁₀, pues al ser inhaladas pueden alojarse en

los alveolos pulmonares, punto en el cual es imposible su eliminación acumulándose en ellos. Los efectos más comunes en la salud son síntomas respiratorios como irritación de las vías aéreas, tos, dificultad para respirar, disminución de la función pulmonar, asma, bronquitis crónica e incluso muerte prematura. [1]

Por tanto, sabido el efecto nocivo de las partículas en suspensión, la tendencia es ir reduciendo cuantitativamente sus emisiones, reduciendo el límite legal impuesto a las fuentes principales de emisiones tales como refinerías u otros tipos de industrias.

En la Figura 1 se muestra la tendencia a la reducción de emisiones de partículas desde el año 2000, debido en parte a la mayor concienciación del daño que provocan, y a mayores restricciones de los límites permitidos.

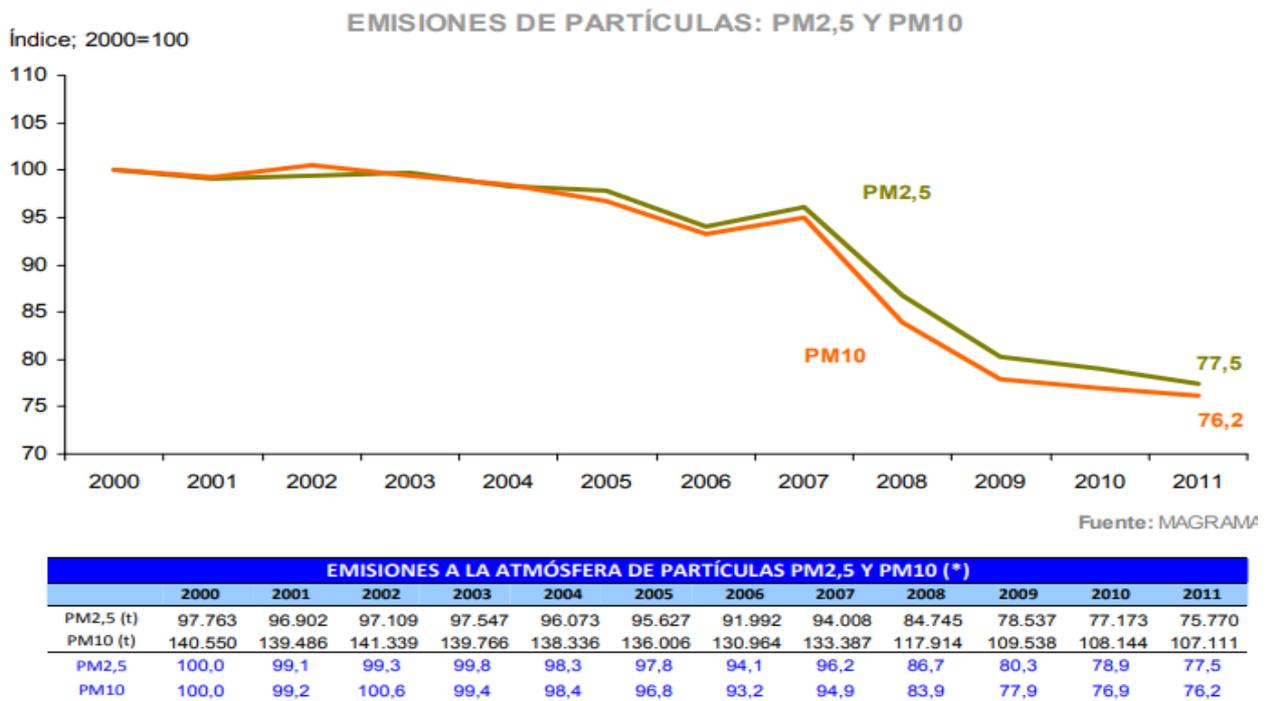


Figura 1. Evolución emisiones de partículas desde el año 2000 [2]

Concretamente, la motivación de este estudio se debe a la aprobación por parte de la Unión Europea de medidas para reducir las emisiones para 2030 de los principales contaminantes atmosféricos, en concreto, España deberá reducir un 88% las emisiones de SO₂, un 62% las de NO₂ y un 50% las de partículas inhalables. Todos estos valores comparados con las emisiones de 2005.

Este endurecimiento de la legislación hace que las industrias del refino de petróleo deban cambiar parte de la estructura de sus plantas, o, por lo menos incluir nuevos equipos de captación de partículas finas, para cumplir la ley medioambiental sobre emisiones de partículas, la cual cada vez será más estricta.

En la refinería las mayores emisiones de partículas en suspensión son las del regenerador de cracking catalítico donde se elimina el coque (se usa como combustible) del catalizador en un horno de lecho fluido a presión, siendo las partículas emitidas, finos de catalizador y metales procedentes del catalizador.

En concreto, el craqueo catalítico es uno de los procesos más importantes y ampliamente utilizados en las refinерías para la conversión de cortes pesados en naftas de mayor valor agregado y productos de bajo peso molecular. La simple destilación del petróleo no produce (ni en cantidad ni calidad) todos los productos que el mercado demanda, normalmente se obtiene mayor cantidad de productos pesados y menor cantidad de livianos que los necesarios, por lo que el objetivo principal del craqueo es la conversión de dichos pesados en productos más ligeros. [3]

En la Figura 2 se muestra el diagrama de proceso general de craqueo catalítico fluidizado.

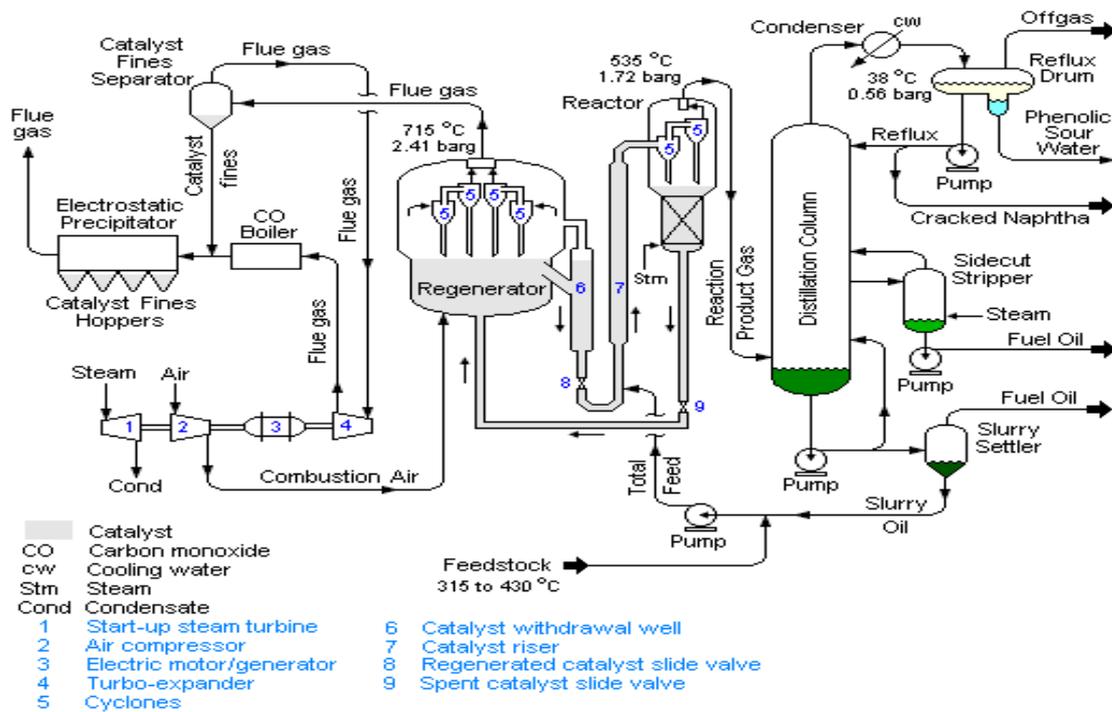


Figura 2. Diagrama de proceso craqueo catalítico fluidizado

En el regenerador se produce la combustión del coque depositado sobre la superficie del catalizador, esta parte del proceso es crucial para la reutilización del catalizador, sin embargo, tiene como principal problema la emisión de partículas. A la salida del regenerador se instalan ciclones de manera rutinaria para un control primario de las emisiones de partículas arrastradas con los gases de combustión.

Los gases tras pasar por una batería de ciclones llegan a un expander, que consiste en una turbomáquina motora donde se expande, desde 2,4 barg hasta presión ligeramente más elevada que la atmosférica, para

compensar las pérdidas de cargas en las líneas y equipos posteriores de filtrado. Esta energía mecánica es aprovechada así para la producción de electricidad.

Los gases de salida, ya a presión de aproximadamente 1,1 barg han reducido su temperatura en el expander desde los 988 K hasta los 800 K debido a la expansión anterior, tras esto, se hacen pasar por una caldera, para recuperar la energía calorífica que contienen. Intercambian calor con agua, produciéndose así aproximadamente en el caso estudiado 30 ton/h de vapor saturado a 10 bar y 179,9 °C. Los gases por su parte saldrán de la caldera a una temperatura de unos 250 °C, por tanto, tras la salida de la caldera, para ciertos equipos los cuales operan de manera óptima a temperaturas más reducidas, sería necesario enfriar estos gases hasta una temperatura de 150° C.

Por último, los gases con una carga de partículas en suspensión de entre 50-100 mg/Nm³ (máximo admisible por el expander) deberán someterse a un desempolvado posterior para cumplir con la legislación emergente.

Estas partículas en suspensión contenidas en los gases principalmente son finos procedentes de la atrición del catalizador en el lecho fluido más metales aportados por los hidrocarburos procesados, aunque la presencia de estos últimos es a nivel de trazas, no retenidos por la batería de ciclones instalada a la salida del regenerador.

La restricción en la legislación a unos valores límites de emisión, hasta 20 mg/Nm³, hace que los ciclones en la salida del regenerador (hasta hoy en día el límite es de 50 mg/Nm³) [4] sea un método de captación de partículas insuficiente, puesto que el principal objetivo de la batería de ciclones era capturar las partículas de mayor tamaño para evitar daños del Expander, por esto, las partículas de menor tamaño, denominadas inhalables superan este sistema de captura, por tanto deben estudiarse nuevos métodos de disposición de equipos captadores de estas partículas generalmente finos de catalizador (alúmina y sílice).

Añadir o cambiar equipos en una refinería puede hacer que sea necesario el cambio de ciertos parámetros ya establecidos, o incluso un nuevo diseño o revamping de los equipos ya existentes, por esto no es cuestión baladí un buen estudio y análisis de todas las alternativas existentes capaces de reducir las emisiones de partículas a las futuras exigencias legales.

Las principales alternativas planteadas, adaptables e instalables en una refinería son un precipitador electroestático, la precipitación electroestática es una operación básica que consiste principalmente en el efecto de la fuerza que un campo eléctrico ejerce sobre partículas cargadas eléctricamente, las cuales son atraídas hacia la superficie de las paredes de captación del equipo.

Otra alternativa consiste en un filtro de mangas, este tipo de filtrado de gases sea probablemente el método más antiguo, simple y eficaz, suelen emplearse cuando las partículas son pequeñas, se requiere una alta

eficiencia de captación (incluso del 99,9%), y es deseable recoger el polvo seco. La operación consiste básicamente en forzar el paso del gas a través del medio filtrante.

Por último, otra opción válida y utilizada a nivel industrial, sería una torre de lavado húmeda de captación de gases, las cuáles han logrado una significativa aceptación como equipos de depuración, debido a su probada eficiencia para tanto captar partículas de gases, como para absorber contaminantes de estos gases, consiste básicamente en poner en un íntimo contacto la corriente de gas residual con un líquido, que usualmente es agua o una solución acuosa. [5]

Estas alternativas tienen grandes ventajas, pero también constan de desventajas, las cuáles serán objeto de estudio para determinar la solución adecuada, si bien es cierto que cada refinería consta de diferentes diseños, parámetros y métodos de operación, se intenta alcanzar una solución válida y ampliada para todos los tipos de refinerías.

Los diferentes equipos se dimensionarán mediante datos estadísticos aportados por la Agencia de Protección Medioambiental (EPA), la cual consiste ser una agencia del gobierno federal de Estados Unidos encargada de proteger la salud humana y el medio ambiente por lo que pone a disposición de los usuarios datos estadísticos y empíricos para el diseño de equipos que cumplan la misión mencionada anteriormente. [6]

1.2. Objetivos del Proyecto

El objetivo de este trabajo consiste en la búsqueda, análisis y diseño de equipos de captación de partículas para los gases de salida del regenerador en el craqueo catalítico fluidizado, para cumplir los límites exigidos de emisiones de partículas impuestos por la legislación.

Para dicho análisis se realizarán estimaciones sobre las dimensiones de los equipos, evaluándose las consecuencias de la implantación de estos equipos en la refinería, con el respectivo estudio de los cambios necesarios en la planta, y observando detalladamente si reducirían las emisiones a los límites requeridos, tras este análisis principal, se llevará a cabo una estimación económica de cada equipo.

Tras el estudio anterior, se escogerá una solución de compromiso entre los equipos que cumplan las emisiones de partículas, que menor impacto tenga su implantación en la refinería y menores costes de inversión y operación presente.

Para el análisis económico se calculará el VAN (valor actual neto) de la inversión a 20 años, vida útil aproximada de estos tipos de equipos, teniendo en cuenta tanto la inversión inicial para la obtención, instalación y puesta en marcha del equipo, así como los gastos de operaciones y mantenimientos anuales, para determinar qué opción resultaría más rentable económicamente.

El tipo de equipo seleccionado será aquel que reúna las condiciones óptimas tanto de rendimiento, tamaño y coste de la inversión y cuyo impacto en los parámetros de operación en la planta sean mínimos.

2 EMISIONES ATMOSFÉRICAS EN FCC

Dentro del complejo de una refinería, una de las fuentes con mayor potencial de emisiones atmosféricas es la unidad de cracking catalítico. Principalmente, en el regenerador se emiten partículas y gases (SO_2 , CO , NO_x , CO_2). Las emisiones del reactor de cracking son muy variables. Esta variación refleja tanto el amplio rango de azufre y de nitrógeno en la alimentación como las condiciones de operación de la caldera de recuperación y del regenerador. Los hornos de proceso, las calderas y las turbinas de gas funcionan con una mezcla de gas de refinería con la intención de reducir los niveles de NO_x .

Los gases de combustión del regenerador contienen SO_2 (del azufre contenido en el coque del catalizador agotado), CO_2 del carbono contenido en el coque, NO_x (de la combustión del coque depositado sobre el catalizador) y partículas finas de catalizador.

En concreto, este estudio, se centrará en las emisiones de partículas a la atmósfera.

La materia particulada está constituida por finos de catalizador en los gases de salida del regenerador y se produce además en la manipulación del catalizador. Las emisiones de partículas han atravesado el sistema de ciclones y los finos se producen en la unidad de cracking catalítico, como resultado del continuo movimiento del catalizador. En ausencia de humedad o condensación de ácido sulfúrico, la causa normal de la opacidad de los gases de chimenea se debe a la presencia de catalizador. La opacidad es aproximadamente proporcional a la concentración de salida del catalizador, pero también se ve afectada por otros factores como la distribución de los tamaños de partícula y el diámetro de la chimenea. En la práctica, las condiciones de operación afectan en gran medida a las emisiones de partículas. [7]

Las emisiones de partículas de cracking catalítico están típicamente en el rango de 50-1000 mg/Nm^3 . Casi todo este polvo consiste en sílice y alúmina más trazas de níquel y vanadio presentes en la alimentación al proceso. La distribución de partículas podría asemejarse, como se aprecia en la Figura 3 a una recta, para tamaños menores de 10 μm el porcentaje de partículas menores es del 90%, mientras que para partículas menores de 1 μm el porcentaje menor sería de aproximadamente un 17%.

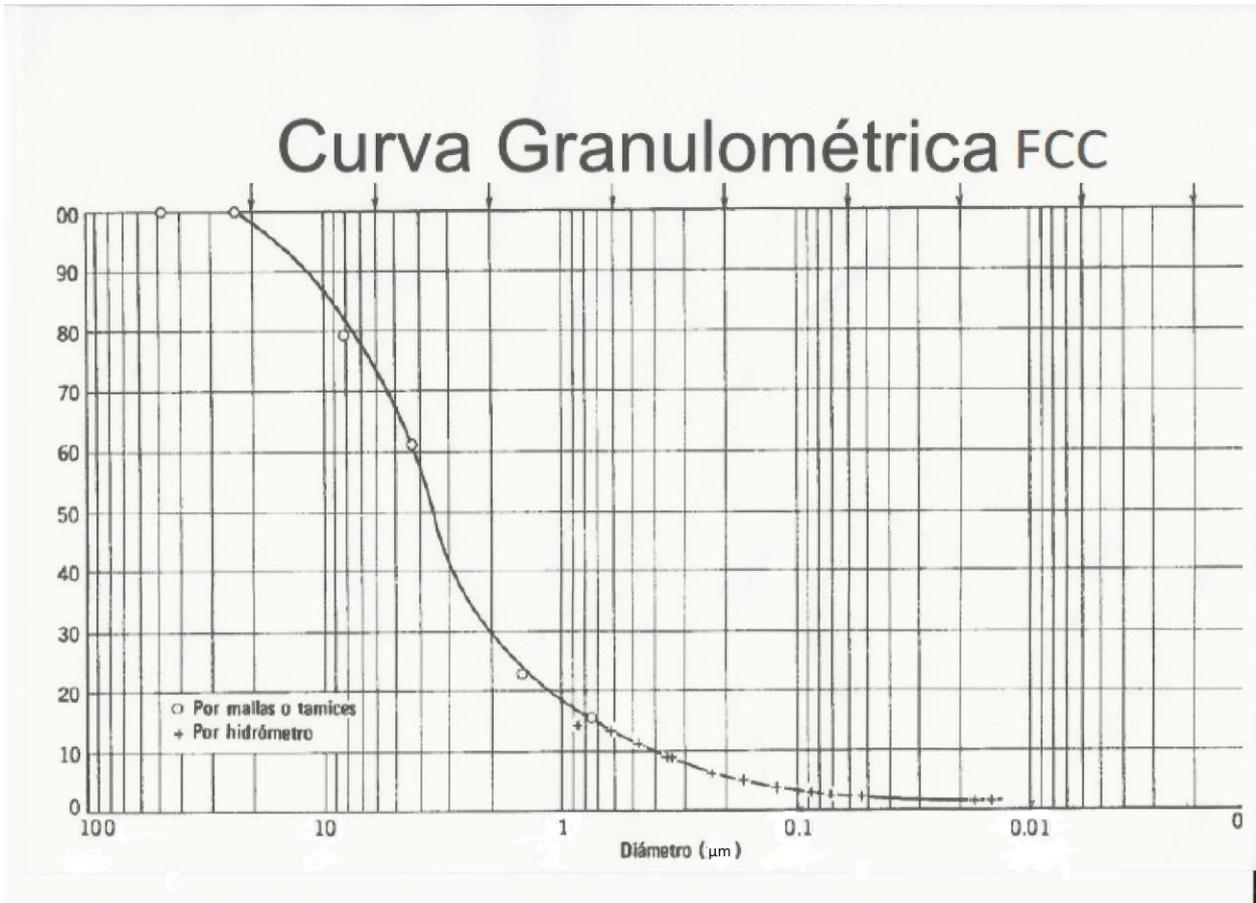


Figura 3. Distribución granulométrica partículas regenerador FCC

3 ALTERNATIVAS PLANTEADAS

La concentración de partículas en suspensión en los gases de salida del regenerador, tras pasar por la batería de filtros ciclónicos, pueden oscilar entre 50-100 mg/Nm³, por tanto, los equipos planteados deberán diseñarse de manera que, en el caso más desfavorable, en el cuál la concentración de partículas sólidas será de 100 mg/Nm³, deba reducir dicha concentración hasta el límite legal, es decir, 20 mg/Nm³, por tanto, el rendimiento deberá ser, como mínimo de un 80%.

Las principales alternativas, que potencialmente podrían cumplir las especificaciones de rendimiento, para reducir las emisiones hasta el límite legal, son, principalmente, precipitadores electrostáticos, filtros de mangas y filtros vía húmeda, a continuación, se detallan las principales características de cada uno, así como sus ventajas e inconvenientes.

3.1. Precipitadores electrostáticos

Un precipitador electrostático es un equipo controlador de partículas, el cuál utiliza fuerzas eléctricas para captar las partículas desde el seno del gas hasta unas placas colectoras. A las partículas se les ejerce unas cargas eléctricas para forzarlas a pasar a través de una corona, región en la que fluyen iones gaseosos, el campo eléctrico que fuerza a las partículas cargadas hacia las paredes, proviene de electrodos que se mantienen a un alto voltaje en el centro de la línea de flujo.

Una vez las partículas son recolectadas sobre las placas estas deben ser evacuadas, sin que se vuelvan a encontrar con la corriente de gas, generalmente esto se logra permitiendo que la capa de partículas recolectadas, se deslicen hacia una tolva, desde la cual son evacuadas. En este sentido los precipitadores electrostáticos son los únicos equipos de desempolvado en los que las fuerzas actúan exclusivamente sobre las partículas y no sobre la totalidad de la masa del gas, produciéndose una baja pérdida de carga. [8]

Los precipitadores electrostáticos están configurados de varias maneras, algunas disposiciones han sido desarrollada para una acción concreta, y otras han evolucionado por razones económicas. Los principales tipos son, el precipitador de placa de alambre, que es el más común, por su facilidad de operación y versatilidad, precipitador de placa plana, precipitador tubular, precipitador húmedo y el precipitador de dos etapas.

Principalmente este tipo de equipos encuentra aplicación en situaciones donde se debe tratar un gran caudal de gas, cargados con partículas de pequeño tamaño (desde 10⁻² a 100 μm) y donde se requieren altas eficiencias de depuración.

El proceso de precipitación electrostática se compone de las siguientes etapas:

1. Ionización del gas contaminado
2. Carga de las partículas
3. Migración de las partículas hasta superficies colectoras
4. Captación de las partículas
5. Limpieza de las superficies de captación y descarga del polvo recolectado

En la Figura 4, se representa el esquema básico de funcionamiento de un precipitador electrostático, basado en la acción de un campo eléctrico sobre las partículas sólidas cargadas eléctricamente.

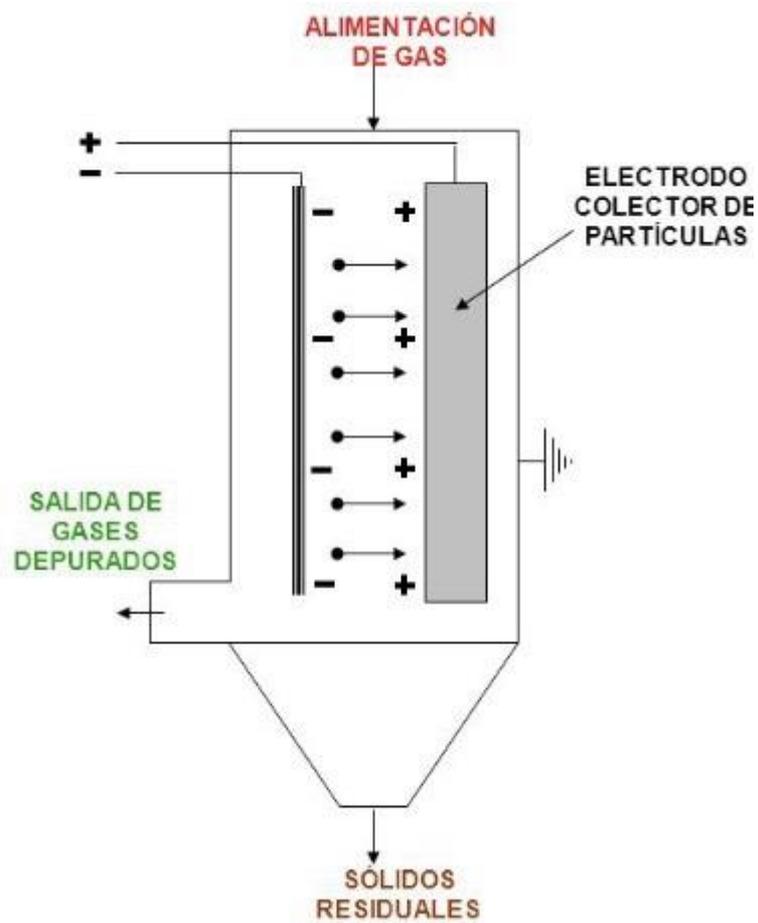


Figura 4. Esquema básico de funcionamiento precipitador electrostático.[8]

3.1.1 Precipitadores placa de alambre

Los precipitadores de placa de alambre, son utilizados en una amplia variedad de aplicaciones industriales, tales como calderas de combustión de carbón, calderas de recuperación en plantas de papel, unidades de refinado de petróleo, hornos básicos de oxígeno, hornos de chimenea abierta.

En un precipitador de placa de alambre el gas fluye entre placas paralelas de metal y electrodos de alto voltaje. Estos electrodos son alambres largos colgando entre las placas o soportados por viguetas. El flujo de gas debe pasar secuencialmente por cada alambre a lo largo de la unidad.

Los precipitadores de placa de alambre, permiten operar con varias líneas en paralelo, con gran capacidad de carga. Este tipo de precipitador como consecuencia es adecuado para tratar grandes volúmenes de gas, debido a la necesidad de golpear las placas para recolectar las partículas atrapadas, hace que la unidad haya evolucionado a dividirse en varias secciones, mayormente en tres o cuatro, las cuales pueden ser golpeadas de manera individual. Frecuentemente las fuentes de energía son seccionadas de la misma manera para obtener voltajes de operación mayores. El polvo también se deposita sobre el alambre de electrodo de descarga, y debe removerse periódicamente de manera similar a la placa de recolección. [8]

Las fuentes de energía de los precipitadores electrostáticos convierten la corriente alterna de la red industrial (220 a 480 V), a voltaje de corriente continua (20.000 a 100.000 V) según se necesite. La unidad consiste en un transformador considerablemente grande, rectificadores de alto voltaje y en ocasiones filtros capacitores. Existen componentes auxiliares que permiten ajustar el voltaje a uno más alto sin excesivo chisporroteo y para proteger a los electrodos en caso de corto circuito. [8]

El voltaje aplicado a los electrodos provoca la ruptura eléctrica del gas, efecto conocido como corona. Normalmente se aplica una polaridad negativa debido a que una corona soporta un mayor voltaje siendo la polaridad negativa, antes que positiva, que soportaría menor voltaje. Los iones generados en la corona siguen las líneas del campo eléctrico desde los alambres hasta las placas recolectoras, por tanto, cada alambre establece una zona de carga a través de la cual deben pasar las partículas.

Las partículas que pasan a través de las zonas de carga interceptan los iones, los cuales se adhieren. Típicamente, partículas de aerosol ($<1 \mu\text{m}$) absorben decenas de iones, mientras que las partículas más grandes ($>10 \mu\text{m}$) pueden absorber decenas de miles, por tanto, a mayor tamaño de las partículas, mejores rendimientos de captura obtenido.

A medida que las partículas pasan por los alambres, son más atraídas hacia las paredes de recolección, sin embargo, la turbulencia del gas tiende a mantenerlas uniformemente mezcladas en el gas, por lo cual el proceso de recolección consiste en una competencia entre las fuerzas eléctricas y las dispersoras.

Eventualmente, las partículas se aproximan tanto a las paredes recolectoras que las fuerzas de turbulencia decaen y las partículas son recolectadas.

Si todas las partículas que son recolectadas pudieran ser desprendidas hacia la tolva, el proceso sería extremadamente eficiente, pero por desgracia, el golpeteo para desprender la capa recolectada, provoca que algunas de las partículas se proyecten de nuevo hacia la corriente gaseosa, dichas partículas son procesadas por las secciones posteriores, pero las partículas que se reencauzan en la última sección no pueden ser recapturadas, y por tanto escapan de la sección. [8]

En la Figura 5 se muestra un precipitador de placa de alambre, donde se detallan sus secciones y las partes más características de la unidad.

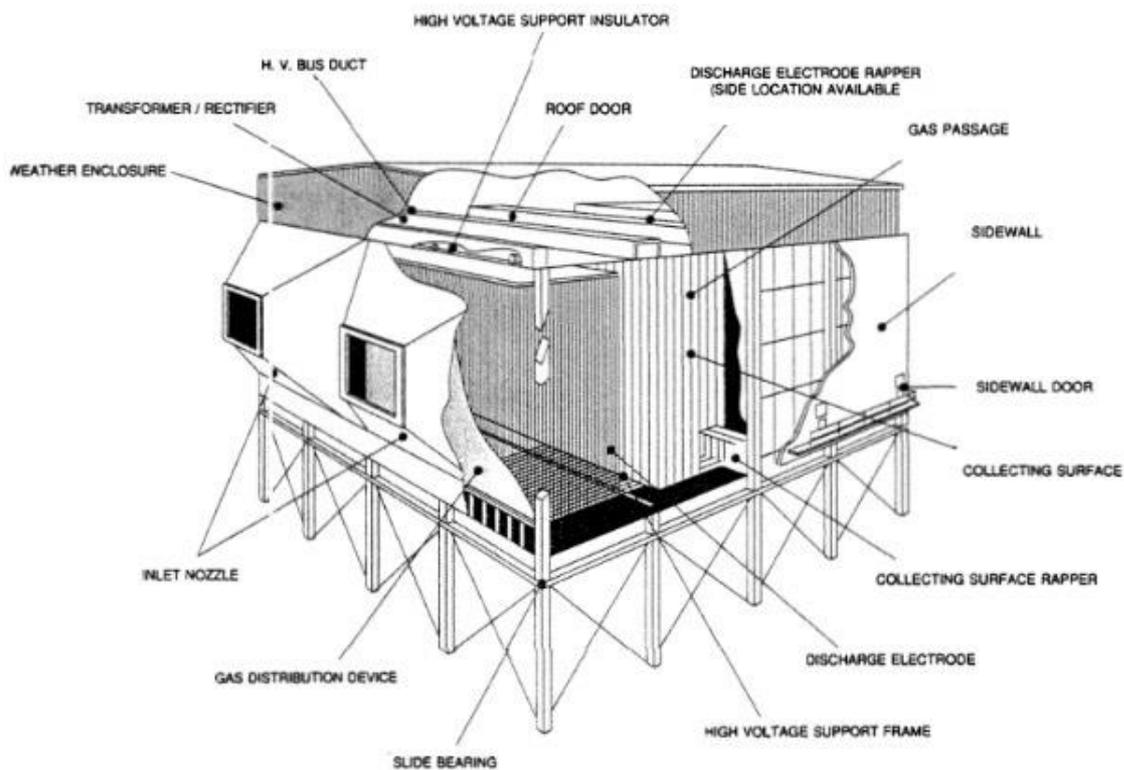


Figura 5. Precipitador electrostático, con sus respectivas secciones y partes [8]

En la Figura 6 se detallan las configuraciones y las secciones que componen un precipitador electrostático de placa de alambre.

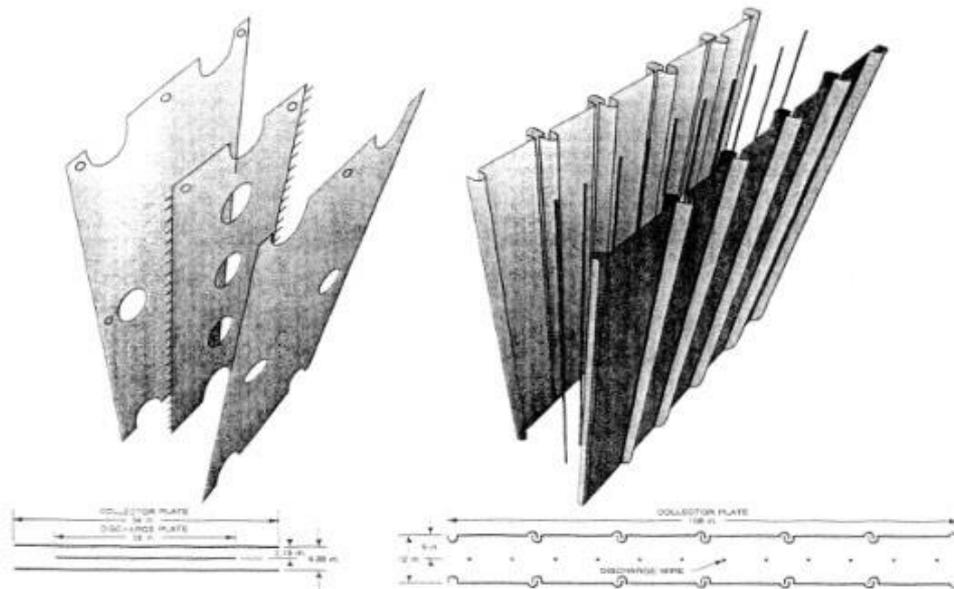


Figura 6. Configuración y secciones de un filtro electroestático. Izquierda placa plana, derecha de alambre. [8]

Existe en este tipo de precipitadores un efecto negativo, denominado vulgarmente “escabullirse”, que equivale aproximadamente al 5 por ciento del flujo total, debido al paso a alto voltaje hacia el espacio entre las líneas de flujo, permitiendo algún claro sobre las tolvas para soportar y alinear los electrodos, lo cual deja lugar a que parte del gas fluya alrededor de las zonas cargadas. Usualmente se colocan deflectores anti escabullimiento para forzar al flujo escabullido a mezclarse con la corriente principal del gas, para ser recolectada en secciones posteriores. De la misma manera que sucedía anteriormente con las partículas que se re encauzaban en la última sección, ahora ocurre algo similar que, en la última sección, las partículas que se “escabullen” no pueden volver a ser reencauzadas, y se pierden con la salida del gas. [8]

Como no podía ser de otra manera, las pérdidas mencionadas anteriormente, representan un papel importante a la hora del funcionamiento global de un precipitador electroestático. Otro factor importante es la resistividad del material recolectado. Debido a que las partículas forman una capa continua sobre las placas del precipitador, todos los iones deben atravesar dicha capa para alcanzar las placas a tierra. Esta corriente crea un campo eléctrico en la capa, que puede llegar a ser lo suficientemente importante para causar un rompimiento eléctrico local. Cuando esto sucede, nuevos iones de polaridad contraria son inyectados dentro del espacio placa-alambre, donde reducen las cargas de las partículas y pueden causar chispas, este efecto se denomina corona invertida.

Este efecto de corona invertida sucede cuando la resistividad de la capa se encuentra en torno a 2×10^{11} ohm-cm, para resistividades menores, el efecto de corona invertida puede considerarse que no supone ningún problema en la operación del precipitador, pero para resistividades mayores a la mencionada se reduce considerablemente la capacidad de recolección del equipo, debido a que una corona invertida severa, causa graves problemas a la hora de cargar las partículas. [8]

De una manera similar, cuando la resistividad se encuentra por debajo de 2×10^8 ohm-cm, las partículas se encuentran tan sueltas que el re encauzamiento por golpeteo y por escabullimiento se vuelve más severo.

3.1.2 Precipitadores placa plana

Un número importante dentro de los tipos de precipitadores, aunque estos típicamente más pequeños que los de alambre, utilizan placas planas para los electrodos de alto voltaje. Estas placas planas incrementan el campo eléctrico promedio que puede ser usado para recolectar las partículas y proporcionan un área superficial aumentada para recolectar las partículas. Las coronas no pueden generarse en las placas planas por sí mismas, por lo que es necesario colocar electrodos generadores de coronas, estos electrodos se colocan principalmente delante de las zonas de recolección, aunque bien es cierto que a veces se colocan detrás.

La principal diferencia con los precipitadores de alambre reside que estos, operan igualmente bien tanto con polaridad negativa tanto como con polaridad positiva, los fabricantes suelen elegir polaridad positiva, para reducir la producción de ozono.

Este tipo de precipitadores trabaja con poca o ninguna corriente de corona a través del polvo recolectado, principalmente, este método de operación tiene dos consecuencias, la primera es que la unidad es menos susceptible al efecto de corona invertida en el polvo recolectado y las partículas cargadas con ambas polaridades tienen una gran superficie de recolección disponible.

La segunda consecuencia, afecta en gran medida a la eficacia de la recolección en la unidad, puesto que al haber poca corriente en la capa recolectada puede causar una fuerza eléctrica que tiende a remover las partículas capturadas, lo cual puede provocar grandes pérdidas.

Los precipitadores de placa plana tienen alta aplicación para partículas con alta resistividad con diámetros másicos promedio muy pequeños, entre 1 y 2 μm de diámetro. Este tipo de precipitadores, deben diseñarse con mayor fortaleza y precisión, puesto que, al procesar tamaños muy pequeños, se pierde eficacia típicamente. [8]

Las cenizas de carbón son altamente recolectadas por este tipo de precipitadores electroestáticos, aunque una velocidad de flujo baja parece ser crítica para evitar pérdidas por golpeteo.

Por tanto, su aplicabilidad se basa en una velocidad baja de flujo.

3.1.3 Precipitadores tubulares

Los primeros precipitadores electrostáticos que se diseñaron, fueron tubulares, como las chimeneas donde solían colocarse, con los electrodos de alto voltaje dispuesto a lo largo del tubo. Las principales aplicaciones de los precipitadores tubulares son en plantas de adición de ácido sulfúrico, limpieza del gas subproducto de los hornos de coque y más recientemente, en la industria de fabricación de hierros y aceros. Dichas unidades tubulares aún se utilizan con muchos tubos operando en paralelo para mayor procesamiento de gas. Los tubos pueden tener forma como un panal circular, cuadrado o incluso hexagonal con el gas fluyendo hacia arriba o abajo. La longitud de los tubos se selecciona en función de los datos de operación. [8]

Los precipitadores tubulares poseen la posibilidad de poder sellarse para evitar fugas de materiales valiosos o peligrosos.

Un precipitador tubular consiste en única unidad de una etapa donde el gas pasa a través de la región del electrodo. Este electrodo opera a un voltaje en toda la unidad del tubo mientras que la corriente varía a lo largo de su longitud a medida que las partículas son recolectadas del sistema, en esta unidad no hay rutas de escabullimiento, pero las deformidades de la corona pueden permitir que algunas regiones del tubo queden sin cargarse. [8]

Este tipo de precipitadores representan una porción pequeña dentro del total de precipitadores electrostáticos de la industria, mayormente se destinan a un uso donde el medio es húmedo o pegajoso.

Estos precipitadores tienen menos pérdidas por re encauzamiento que los mencionados anteriormente.

3.1.4 Precipitadores húmedos

Las configuraciones mencionadas anteriormente, pueden operar tanto en condiciones húmedas como secas. El flujo de agua se puede aplicar de manera continua o intermitentemente, para lavar las partículas captadas. La principal y mayor ventaja de la disposición húmeda es que se evitan los efectos de corona invertida y el efecto de reencauzamiento por golpeteo. La desventaja es su mayor dificultad para el lavado y el lodo recolectado debe ser tratado cuidadosamente, aumentando así los gastos de operación. [8]

3.1.5 Precipitadores de doble etapa

Los precipitadores descritos hasta ahora son paralelos por naturaleza, los electrodos de carga y de recolección están de lado a lado. Sin embargo, el precipitador de doble etapa es un equipo en serie con el electrodo ionizador precediendo a los electrodos de recolección. Para aplicaciones industriales la unidad opera con polaridad positiva para evitar la producción de ozono.

Entre las principales ventajas que encuentra este tipo de disposición incluye mayor tiempo de carga de las partículas, menos propensión al efecto corona invertida y económico para equipos pequeños. Generalmente es utilizado para procesar flujos de gases menores de 25 m³/h y se aplica a fuentes submicrónicas emitiendo

rocíos de aceite, humos, gases de combustión y otros particulados pegajosos, debido a que hay poca fuerza eléctrica para mantener a las partículas recolectadas sobre las placas.

Usualmente se colocan módulos en paralelo, consistentes en un pre filtro mecánico, ionizador celda de placa recolectora y un post filtro, los gases se pre acondicionan antes de entrar en la unidad. [8]

3.1.6 Equipos auxiliares asociados a los electroprecipitadores

Los precipitadores electroestáticos llevan asociados, intrínsecamente a su funcionamiento ciertos equipos auxiliares, usualmente, llevan asociados un dispositivo de captura (campana), conductos, equipos de remoción de polvo (transportadores de tornillo helicoidal), ventiladores, motores y chimenea. Los dispositivos de captura son campanas que extraen los contaminantes hacia los conductos, estos dispositivos están normalmente cubiertos de refractario, enfriados por agua generalmente, o también pueden fabricarse de acero al carbón, en función de la temperatura de la corriente de gas. Generalmente, son enfriados con agua cuando la temperatura de pared excede los 425 °C, mientras que el acero al carbono es utilizado en temperaturas menores. De la misma forma, los conductos también deben ser enfriados con agua, los materiales de fabricación serán refractario o acero inoxidable si la temperatura de la corriente de gas excede de 620 °C, y acero al carbón para temperaturas menores.

Los conductos se sobredimensionan para una velocidad de gas promedio de 20 m/s para evitar la deposición de partículas en los conductos. Para procesos en los que la adición de humedad o la disminución de la temperatura o del volumen de gas, pueden requerir la adición de cámaras de aspersión, mejorando la precipitación y protegiendo al equipo de torsiones.

Los ventiladores proporcionan la potencia impulsora para el movimiento del aire, por ello suelen montarse antes del precipitador. El uso de una chimenea es común, para ventear la corriente de gas limpio a la atmósfera. Los transportadores de tornillo se suelen utilizar para el transporte de las partículas depositadas en las tolvas.

Ocasionalmente, se utilizan acondicionadores de gas para mejorar el rendimiento del precipitador al cambiar la resistividad, aunque suele usarse en mayor medida para la mejora de equipos ya existentes.

La función del acondicionador es inyectar un agente a la corriente de gas antes del precipitador, el agente se mezcla con las partículas para alterar su resistividad, promoviendo así una velocidad de migración mayor, mejorando, por tanto, el rendimiento en la captura. Los principales agentes utilizados incluyen al SO_3 , H_2SO_4 , compuesto de sodio, amoníaco y agua, aunque mayormente el principal componente es el SO_3 , la dosis típica es de 30 ppm por volumen.

Los equipos requeridos dependen del agente utilizado, típicamente, para el uso de SO_3 , se requiere suministro de azufre fundido, el cual se almacena en un recipiente calentado, posteriormente se oxida en un quemador, pasando a SO_2 , pasando este sobre un catalizador para una nueva oxidación la cual dará como producto SO_3 . El SO_3 es inyectado al gas mediante un conjunto de sondas de múltiples salidas perforadas en el conducto.

Por otra parte, la inyección de amoníaco o agua requieren de un conjunto de boquillas de aspersión en el conducto, junto con el equipo de bombeo y control. [8]

En la Figura 7 se muestra un diagrama de los equipos básicos de control y los equipos auxiliares asociados a un precipitador electrostático.

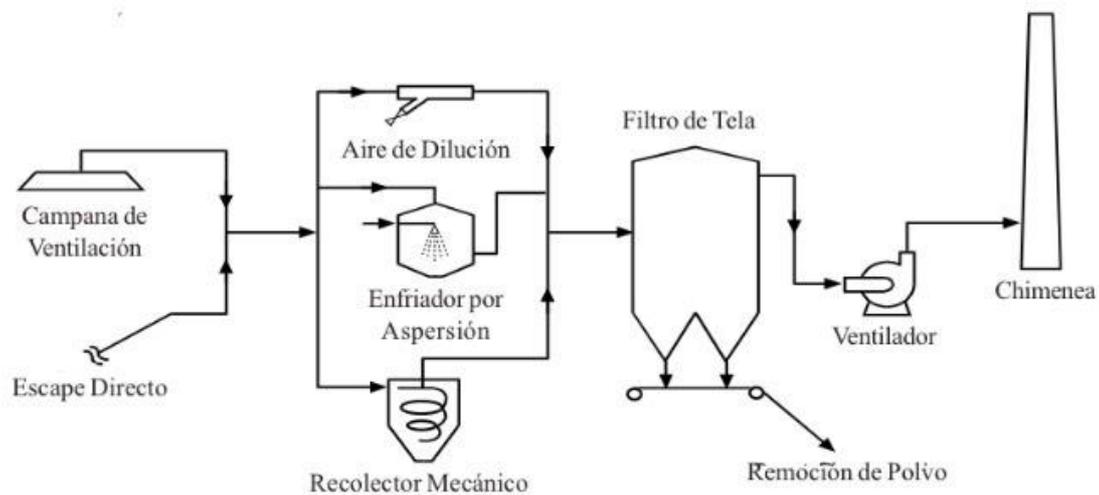


Figura 7. Equipos auxiliares y de control asociados a un precipitador electrostático.

3.2 Filtros de manga

Una unidad de filtro de tela consiste principalmente en uno a más compartimentos aislados que contienen hileras de bolsas de tela, en forma de tubos redondos, planos, o de cartuchos plisados. El gas cargado de partículas pasa generalmente a lo largo del área de las secciones y luego radialmente a lo largo de la tela. Las partículas son retenidas en la cara de las telas corriente arriba y el gas limpio se ventila a la atmósfera. Este tipo de filtros operan cíclicamente, con largos tiempos de filtrado, y cortos periodos de limpieza de las telas. Durante el periodo de limpieza el polvo que queda retenido en las telas es removido y recolectado en tolvas.

Este tipo de filtros de tela recolectan tamaños de partículas que oscilan entre las sub micras hasta varios cientos de micras de diámetro, con eficiencias de hasta el 99,9 %. La capa de polvo o torta que queda sobre la tela es la principal razón de esta alta eficiencia conseguida. La torta consiste en una barrera con poros tortuosos que

atrapan a las partículas a medida que pasan por la capa. La mayor parte de la energía utilizada en el sistema aparece como caída de presión a través de las telas, y en los conductos asociados. [9]

Los valores típicos en estos equipos de la caída de presión varían entre 5 a 20 pulgadas de agua. Los filtros de tela son utilizados principalmente donde se requiere muy alta eficacia de recolección de partículas. Se imponen limitaciones por las características del gas (temperatura y corrosividad) y por las características de las partículas (principalmente adhesividad), que afectan principalmente a la tela y a su operación y tienen un difícil análisis de costos.

Las variables más importantes del proceso comprenden las propiedades de la tela, las propiedades de las partículas y las del gas. El parámetro de diseño más importante en este tipo de unidades es la relación aire-o gas-a-tela (la cantidad de gas en pies cúbicos por minuto que penetra un pie cuadrado de tela), y el parámetro de operación de mayor interés es la caída de presión del sistema. La principal característica más ventajosa de este tipo de filtros con respecto a los otros tipos de filtro de gases reside en la capacidad y facilidad para la renovación y limpieza de las telas de filtración. Los filtros high efficiency air filters HEAF, y los filtros de aire por inducción, deben ser desechados tras acumularse una capa significativa de polvo sobre la superficie. [9]

Los filtros de tela se construyen con felpas tejidas o, más comunmente perforadas con agujas y cosidas en la forma deseada, y se usan para un amplio rango de concentraciones de partículas.

Los filtros de tela se categorizan por su método de limpieza, siendo los más comunes en la industria la limpieza por agitación, aire inverso, propulsión a chorro y limpieza sónica.

3.1.7 Limpieza por agitación

En cualquier tipo de limpieza, se le debe aplicar a la tela la energía suficiente para vencer la energía de adhesión de las partículas a la tela. En la limpieza por agitación, usada cuando el flujo de gas va desde el interior al exterior, la energía suficiente se logra suspendiendo la tela por un gancho o una estructura que oscila accionados por un motor. El movimiento puede ser impartido a la tela de varias maneras, pero el objetivo general es el de crear una onda sinusoidal a lo largo de la tela. A medida que la tela se mueve hacia fuera de la línea central de la unidad durante porciones de la onda, el polvo se mueve con la tela y cuando la tela alcanza el límite de su extensión, el polvo posee la energía de inercia suficiente para desprenderse y descender hacia la tolva.

Para equipos pequeños y de un solo compartimento, se conecta una palanca al mecanismo de agitación que se activa manualmente en ciertos intervalos, normalmente al final de la jornada de trabajo. Para equipos con múltiples compartimentos, un cronómetro o un controlador de caída de presión activa automáticamente el

sistema de limpieza, cuando la caída de presión alcanza ciertos valores. Cuando cesa el flujo residual de gas, se activa el mecanismo de limpieza durante varios segundos hasta más de un minuto. Los periodos de asentamiento y agitación pueden ser repetidos y enseguida el equipo es reestablecido para la filtración.

Los principales parámetros que influyen en este tipo de limpieza son la frecuencia del movimiento de agitación, y la tensión de la tela montada. Estos parámetros son de diseño, y no se cambian fácilmente, típicamente, los valores son de alrededor de 4 Hz para la frecuencia y de 2 a 3 pulgadas para la amplitud. Ciertas instalaciones permiten modificar sobre la marcha del proceso la tensión mientras que otras instalaciones se deben desmontar las telas para ajustarla. [9]

En comparación con los sistemas limpiados por aire a la inversa, la acción de la agitación hace que se requieran telas más pesadas y duraderas, debido a que la agitación tiende a presionar a las telas.

En Europa, estas técnicas de filtración por agitación permiten la operación con velocidades de filtración más elevadas, lo que disminuye el tamaño del equipo, si bien es cierto mayor velocidad de filtración hace aumentar la pérdida de carga, lo que aumenta el coste de operación del equipo. Para estimar el óptimo coste económico se debe realizar un balance para determinar la velocidad de filtración adecuada.

Hoy en día, sin embargo, la mayoría y con mayor aplicación de equipos se limpian mediante el método de propulsión de chorro, debido a que estas ocupan menos espacios y generalmente son menos caras. La Figura 8 representa un equipo de filtro con limpieza mediante agitación.

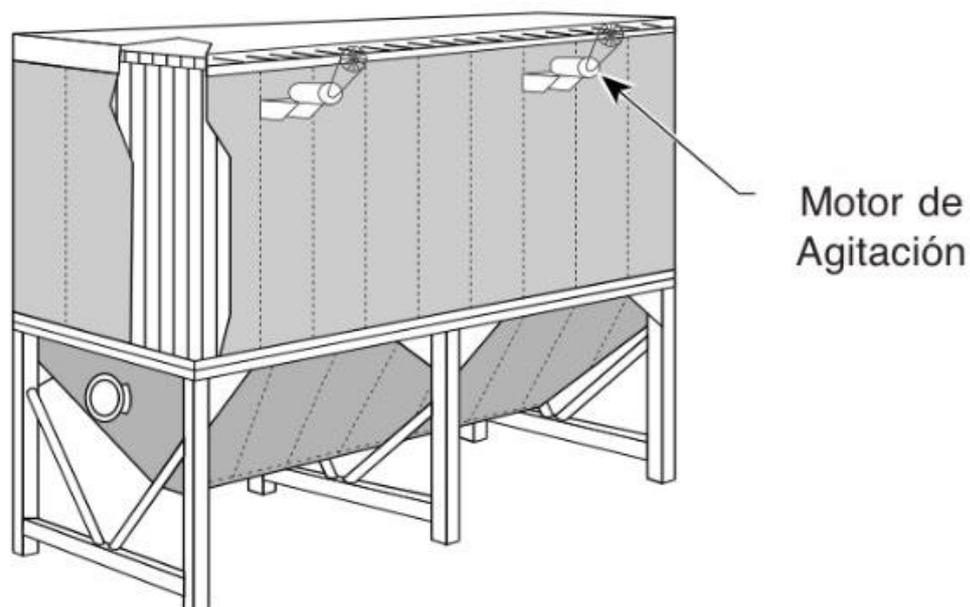


Figura 8. Filtro de tela con limpieza mediante motor de agitación. [9]

3.1.8 Limpieza por aire a la inversa

Cuando se introdujeron las telas de fibras de vidrio, se necesitó un medio de limpiezas más suave para limpiar las telas, para prevenir la degradación prematura. La limpieza por aire a la inversa, se desarrolla como un método menos intensivo, en el que se imparte menos energía a las telas. En este método, el flujo de gas hacia las telas es interrumpido en el compartimento que está siendo limpiado y un flujo a la inversa (desde afuera hacia adentro) es impartido hacia las telas. Este revés del flujo de aire hace que las telas se plieguen suavemente hacia su línea central, lo que provoca que la torta se desprenda de la superficie de la tela. El desprendimiento lo causan fuerzas de tipo tijeras desarrolladas entre el polvo y la tela a medida que esta última cambia su forma.

El equipo posee unas tapas metálicas para sostener la parte superior, estas tapas son una parte integral, así como lo son unos anillos cosidos que rodean las bolsas para prevenir su colapso durante la limpieza. Sin estos anillos el polvo que cae y se acumula tiende a obstruir al equipo a medida que la tela se pliega sobre sí misma durante el proceso de limpieza. De manera parecida a los equipos con limpieza mediante agitación con secciones múltiples, el ciclo de limpieza de los equipos con aire a la inversa consiste en interrumpir el flujo de gas y permitir que el polvo se asiente antes de que empiece el proceso de limpieza. Además, estos equipos deben sobre dimensionarse con más sección, para compensar la proporción perdida de filtración durante la limpieza, que se encuentra fuera de servicio. [9]

La fuente que proporciona el aire a la inversa es por lo general un ventilador separado del sistema que es capaz de suministrar aire limpio y seco para uno o dos compartimentos a una relación gas-a-tela inclusive más elevada que la de flujo de gas hacia adelante.

La Figura 9 muestra un equipo de filtración con un método de limpieza mediante aire a la inversa.

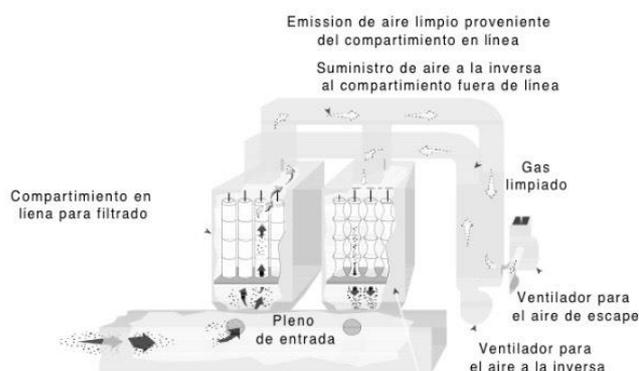


Figura 9. Equipo de filtración con método de limpieza mediante aire a la inversa. [9]

3.1.9 Limpieza por chorro pulsante

La principal ventaja del método de limpieza por chorro pulsante con respecto a los anteriores métodos mencionados de limpieza, es la reducción del volumen de equipo, con su respectiva disminución en el coste capital, debido al menor uso de tela por la mayor relación gas-a-tela y, en algunos casos, por no tener que construir un compartimento adicional para la limpieza fuera de línea. Sin embargo, las mayores relaciones gas-a-tela, también provocan mayores caídas de presión, lo que aumenta los costos de operación. Esta forma de limpieza utiliza aire comprimido para forzar que un golpe de aire fluya por el equipo y expanda las telas violentamente. Como en el método por agitación, la tela alcanza su límite de expansión, y las partículas obtienen la inercia suficiente como para desprenderse de la superficie de la tela, una principal diferencia que alberga este método con respecto a los anteriores es que el flujo del gas se dispone en dirección contraria, de fuera hacia adentro. [9]

La Figura 10 muestra un equipo con limpieza por chorro pulsante.

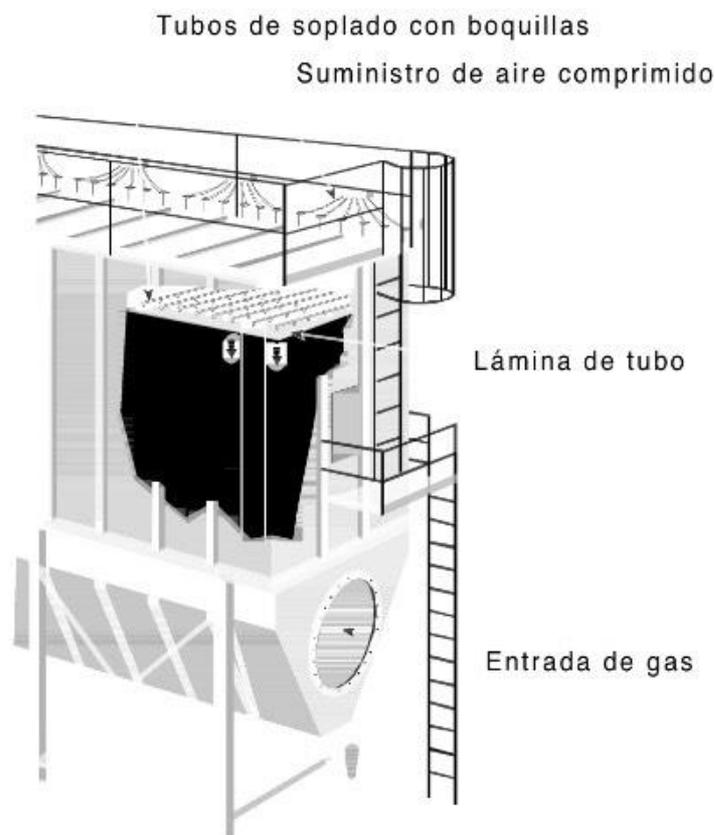


Figura 10. Unidad mediante limpieza de chorro pulsante. [9]

3.1.9.1 Filtros enjaulados

En las unidades de filtración de chorro pulsante convencionales, las telas son montadas sobre jaulas de alambre para prevenir su colapso mientras el gas polvoriento fluye desde el exterior de la unidad al interior durante la filtración. En vez de unir ambos extremos del conjunto de telas a la estructura del equipo, es por lo general fijada solo sobre la parte superior. La parte inferior tiende a moverse por la turbulencia del gas durante la filtración y puede frotar otras telas, lo cual acelera el desgaste.

Usualmente, los equipos de chorros pulsantes no se encuentran divididos en compartimentos, por lo que las telas son limpiadas de fila en fila cuando un temporizador inicia el golpe de aire de limpieza a través de una válvula de apertura rápida. Un tubo a través de cada fila de telas, conduce el aire comprimido, el tubo tiene una boquilla sobre cada tela por lo que el aire comprimido sale directamente hacia el interior de la tela. Ciertos sistemas dirigen el aire a través de un tubo tipo Venturi que tiene la intención de encauzar más aire de limpieza.

El pulso se opone e interrumpe el flujo de aire durante unas décimas de segundo, sin embargo, la continuación rápida del flujo hacia adelante deposita de nuevo la mayoría de polvo sobre la bolsa limpia o las adyacentes.

Con el fin de aumentar la superficie de filtración en el mismo volumen de equipo se han desarrollado configuraciones de bolsa y caja en forma de estrella y plisadas. Los costes de las configuraciones de bolsa y caja en forma de estrella y plisadas son entorno, a 3, 3 y media veces los de las configuraciones de jaula de alambre.
[9]

3.1.9.2 Filtros cartucho

Los aumentos de la superficie de filtración por unidad de volumen se obtienen por el desarrollo de configuraciones en estrella y plisadas sostenidos por una estructura de alambre. Los filtros cartuchos pueden ser montados verticalmente como un reemplazo casi directo para los equipos existentes, o montado horizontalmente sobre los diseños originales. Cuando se usan como reemplazo directo sobre los equipos estándares, los costes de retrofit (equipar con nuevas partes a equipos) para este caso son del 70% del coste de la construcción de un equipo nuevo. La limpieza de los equipos antiguos de filtro, utilizan sistema por pulsación típico, mientras que los equipos con cartuchos, más recientes, utilizan válvulas de aire individuales para cada par de cartuchos.

El medio de filtración para los cartuchos puede ser papel, plástico de monofilamento unidos por hilado, o telas no tejidas. Los cartuchos característicamente, pueden ser de 6 a 14 pulgadas de diámetros y de 16 a 36 pulgadas de longitud, mientras que la superficie de filtración es de 25 a 50 pies cuadrados para cartuchos de telas no tejidas y alrededor de 3 a 4 veces más con los unidos por hilado. Un extremo del cartucho está abierto, lo cual permite que el gas que pasa a través del filtro desde el exterior salga como aire limpio

Un cartucho típico suele tener 36 pies cuadrados de tela no tejida, 153 pies cuadrados de tela unida por hilado o 225 pies cuadrados de papel.

Estos equipos, para incluso partículas menores de 2,5 μm , pueden tener una eficacia de hasta 99,9%.

Los filtros cartucho están limitados en temperatura por los adhesivos que sellan los medios a las tapas de fondo a las tapas extremas. Con una temperatura límite de comercialización de 150 °C. [9]

La Figura 11 muestra un recolector de tipo cartucho.

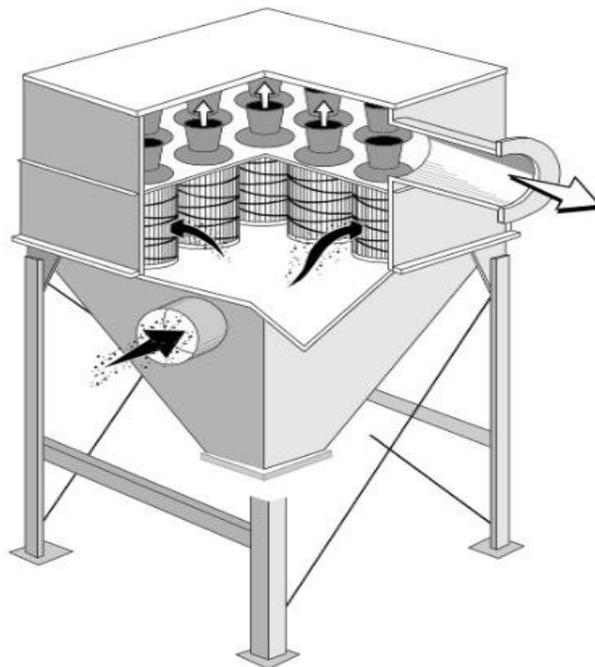


Figura 11. Filtro de limpieza mediante pulso de aire, con cartuchos incluidos. [9]

3.1.10 Limpieza Sónica

Debido a que la limpieza con aire inverso es un método de baja energía comparado con el de limpieza por agitación o propulsión a pulso, se pudiera requerir energía adicional para obtener una remoción adecuada del polvo. La agitación, como se ha mencionado anteriormente, es una de las formas más comunes de adición de energía, aunque otra manera es añadir energía vibracional en el extremo inferior del espectro acústico. Las bocinas sónicas activadas por aire comprimido son una de las formas más utilizadas para suministrar esta energía. Las bocinas (de una a varias en función del tamaño del equipo) operan en un rango de frecuencia de 125 a 550 Hz y producen presiones de sonido de entre 120 a 140 dB, si se aplica de manera correcta, esta técnica reduce de manera considerable la torta de polvo sobre la tela, pero bien es cierto, que, si se opera en

valores no correctos, puede aumentar la penetración del polvo en la tela, lo que produciría una disminución de la eficacia promedio del equipo.

Mayormente las bocinas sónicas son de aplicación cuando se requiere energía extra, es decir, como equipos complementarios a otros métodos de limpieza del polvo, raramente son utilizadas como método único de aporte de energía.

Las bocinas se construyen incluyendo una salida con forma de bocina unida a una cámara que actúa de diafragma. El aire comprimido a una presión de 45 a 75 psig entra en la cámara, hace vibrar el diafragma y sale por la bocina, produciéndose ondas sonoras que salen de la bocina haciendo contacto y haciendo a la tela vibrar, lo que aporta energía suficiente al polvo para hacer desprenderse parches tova abajo.

El consumo de aire comprimido consiste en el principal gasto de operación de este método, variando el consumo entre 45 a 75 scfm, dependiendo del tamaño de la bocina.

Un ejemplo del uso de este método es un equipo que procesa un caudal de gases de combustión de 400 m³/s, conteniendo 10 compartimentos. Cada compartimento contiene una bocina montada en cada una de las cuatro esquinas e inclinada. Los compartimentos son limpiados cada 30 minutos con aire a la inversa durante 1 minuto y bocinas sónicas durante 30 segundos durante la limpieza con aire a la inversa. En este equipo las bocinas operan a 75 psig y consumen 65 scfm de aire comprimido. [9]

3.1.11 Equipos auxiliares asociados

El sistema auxiliar a un filtro de tela, normalmente, de manera parecida a los equipos auxiliares de los precipitadores electrostáticos, un equipo de captura (campana de ventilación), tuberías y equipos para la remoción del polvo, ventiladores, motores y encendedores, y una chimenea.

Además, de manera adicional se pueden necesitar cámaras de aspersion, recolectores mecánicos, y puertos de aires de dilución para pre acondicionar el gas antes de introducirse en el filtro de tela. Los dispositivos de captura son generalmente campanas de ventilación. La tubería se usa para contener y regular el flujo de la corriente de escape a medida que se mueve desde la fuente de emisión hasta la chimenea. Las cámaras de dispersión se encargan de disminuir la temperatura del flujo de gas para proteger al filtro de temperaturas excesivas, lo cual produciría una severa degradación de la tela. Cuando una proporción de la carga al filtro contiene partículas más grandes, entorno, a 20 µm se pueden usar ciclones para recolectar estas partículas, de manera que se quite gran parte de pesados al filtro de tela y así mejorar la eficacia. La chimenea es usada para el venteo de los gases limpios a la atmósfera. Los ventiladores por otra parte, proporcionan la potencia para el movimiento del aire y generalmente son montados antes del filtro de tela. Los transportadores de

tornillos y en algunos casos los transportes neumáticos, se usan para recolectar el polvo desde la tolva hasta un equipo de almacenamiento o eliminación. [9]

La Figura 12 muestra el equipamiento auxiliar asociado a los filtros de tela, de manera parecida al montaje de los filtros electrostáticos.

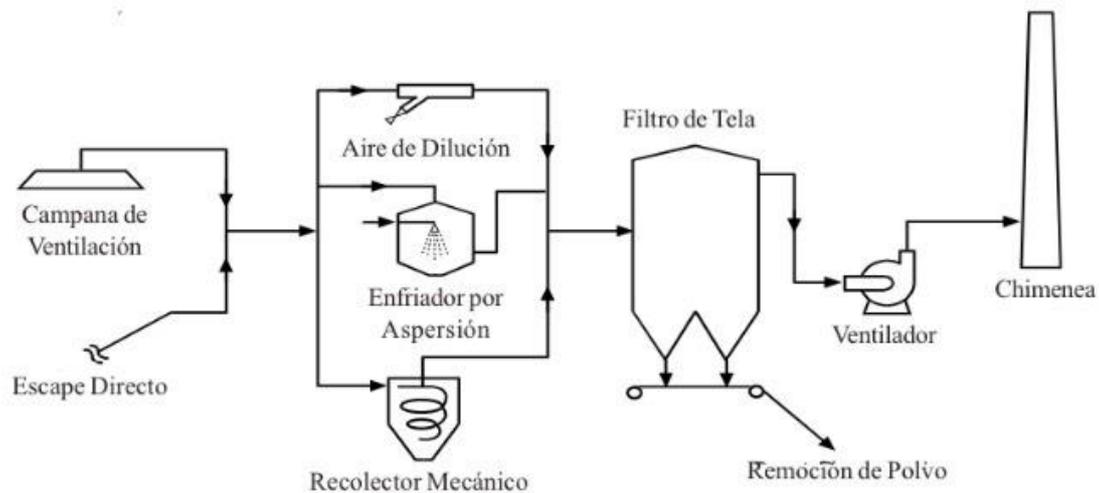


Figura 12. Equipos auxiliares asociados a un filtro de tela. [9]

3.3 Torres de limpieza húmedas

Una torre de limpieza húmeda consiste en un dispositivo de control de la contaminación del aire que remueve la materia particulada y gases ácidos de las corrientes de gases de ciertas fuentes fijas. Los contaminantes se remueven principalmente a través del impacto, difusión, intercepción y absorción del contaminante con pequeñas gotas de líquido. El líquido que a su vez absorbe el contaminante se recolecta para su posterior disposición.

Las eficiencias de las torres húmedas varían en función del tamaño de partículas promedio de la carga. En general, la eficiencia disminuye conforme disminuye el tamaño de partículas promedio, en los últimos años. Las mejoras en el proceso de recolección de estas torres húmedas han aumentado considerablemente la eficiencia en el rango de tamaño submicrónico.

Los sistemas húmedos tienen ciertas ventajas con respecto a los precipitadores electrostáticos y a los filtros de tela. Las torres húmedas, son más pequeñas y compactas que los equipos mencionados anteriormente, tienen costes de capital más bajos, y costes de mantenimiento y operación similares.

Los sistemas de limpieza de torres húmedas son particularmente útiles para partículas con las siguientes características:

- Material pegajoso y/o higroscópico
- Materiales combustibles, corrosivos o explosivos
- Partículas difíciles de remover en base seca
- Partículas en corriente de gases con gran humedad

Estas torres tienen una gran aplicabilidad industrial, desde calderas industriales, incineradores, procesadores de metales, producción de sustancias químicas, producción de asfaltos y fertilizantes.

La principal desventaja que presentan las torres es que, para un mayor control de la eficiencia, intrínsecamente, se obtiene una mayor pérdida de carga. Otra gran desventaja con respecto a los otros tipos de equipos de captación de partículas es que están limitadas a temperaturas y caudales de flujo de gas más bajos que los precipitadores electrostáticos y los filtros de tela.

Los diseños de torres húmedas actuales aceptan flujos volumétricos de hasta 47 m³/s y temperaturas de hasta 400 °C. Otra desventaja es que generan residuos en forma de lodos los cuales requieren un tratamiento específico. [10]

Los principales tipos de torres húmedas desarrollados a nivel industrial actualmente son los siguientes:

3.3.1 Torres de aspersión

El tipo más simple de torres húmedas es el de torre por aspersión. En una torre de aspersión, el aire cargado de partículas entra en una cámara donde hace contacto con el vapor de agua producido por las boquillas de aspersión. La aspersión del líquido puede colocarse en contra corriente al flujo de gas, en iso corriente, o transversalmente a este. El flujo de gas generalmente, entra por el fondo de la torre y fluye hacia arriba, mientras que el agua es dispersada por las boquillas desde arriba, o desde las zonas centrales de la torre, entrando en contacto con el gas, así, las pequeñas gotas de agua capturan a las partículas suspendidas en el gas por medio de fuerzas de impacto, intercepción y difusión. Las gotas lo suficientemente grandes como para caer por gravedad se recolectan en el fondo de la torre, mientras que las más pequeñas arrastradas por el flujo de gas son recolectadas en un eliminador de rocío corriente arriba de las boquillas.

En la Figura 13, se muestra una disposición de torre de aspersión, donde el gas entra por el fondo de torre, el agua es dispersada por boquilla desde la cabeza de torre y el gas sale limpio por la cabeza de torre.

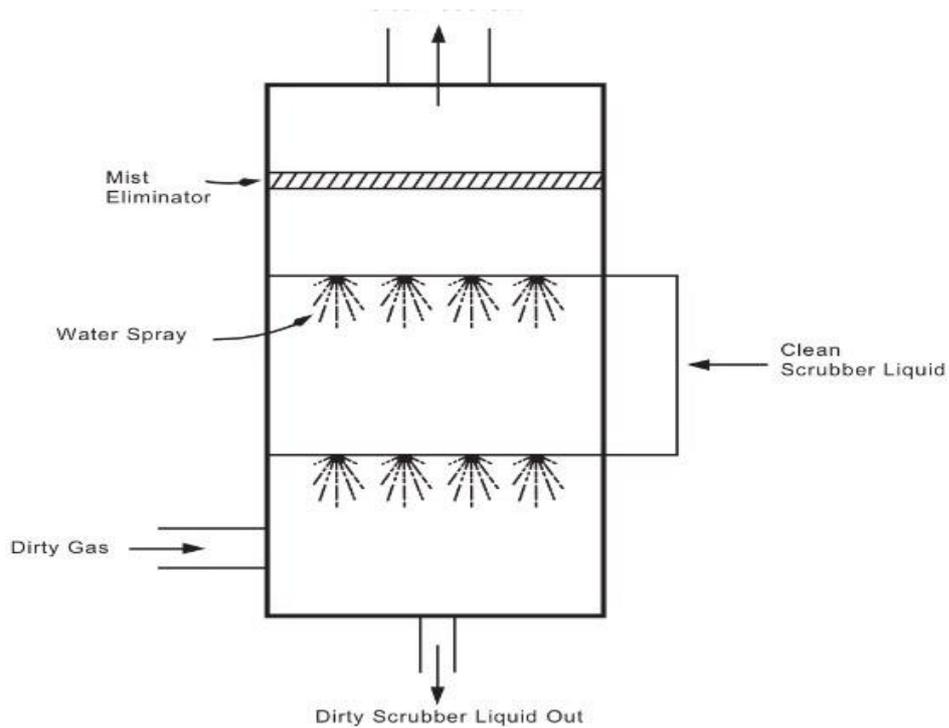


Figura 13. Torre de aspersión. [10]

Las torres de aspersión dependen principalmente de la recolección de partículas por impacto, por lo tanto, tienen una gran eficacia sobre todo con partículas gruesas. Típicamente, las eficacias de recolección, para partículas mayores de $5\ \mu\text{m}$, alcanzan el 90%, mientras que para partículas comprendidas entre 3 y $5\ \mu\text{m}$, las eficacias decaen a un 60-80 % y para partículas para un tamaño por debajo de $3\ \mu\text{m}$ la eficacia decae a menos de un 50%. Las aplicaciones de estas torres incluyen el control de emisiones de partículas en industrias de molienda, operaciones con pigmentos, y control de polvo en plantas fertilizantes.

Las torres de aspersión tienen costes de capital más bajos que el resto de configuraciones húmedas, y además, generalmente tienen un menor consumo eléctrico y no son propensas a ensuciamiento por lo que su coste de mantenimiento y operación también es más bajo. [10]

3.3.2 Torre de aspersión ciclónica

La torre de aspersión ciclónica se diferencia de la torre de aspersión en que la corriente del gas residual fluye por la torre en un movimiento ciclónico. Este movimiento es producido al posicionar la entrada de gas tangencial a la pared de la cámara limpiadora o de colocar aspas giratorias en la cámara. La velocidad del gas va en aumento a medida que fluye por la torre. El líquido absorbente es dispersado por unas boquillas colocadas en una tubería central o desde la parte superior de la torre, por aspas giratorias.

Las gotas de líquido atrapadas en la corriente de gas, experimentan una fuerza centrífuga, resultante del movimiento rotatorio de la corriente de gas, lo cual provoca que estas migren hacia la pared de la torre.

Generalmente, las torres de aspersión ciclónicas poseen mayor rendimiento que las torres de aspersión convencionales debido a la mayor velocidad relativa entre las gotas y el gas residual. Así, los rendimientos típicos para dichas torres, pueden llegar a alcanzar el 95% para partículas mayores de 5 μm .

Las aplicaciones típicas para este tipo de torres son el control de polvo en plantas de fertilizantes, operaciones de molienda y en fundidoras. Los flujos de gases a tratar varían entre 1 y 47 m^3/s .

Los costes capitales de estos equipos son ligeramente mayores que las torres de aspersión sencillas, debido a su mayor complejidad en el diseño. [10]

En la Figura 14 se muestra un diseño de una torre de aspersión ciclónica.

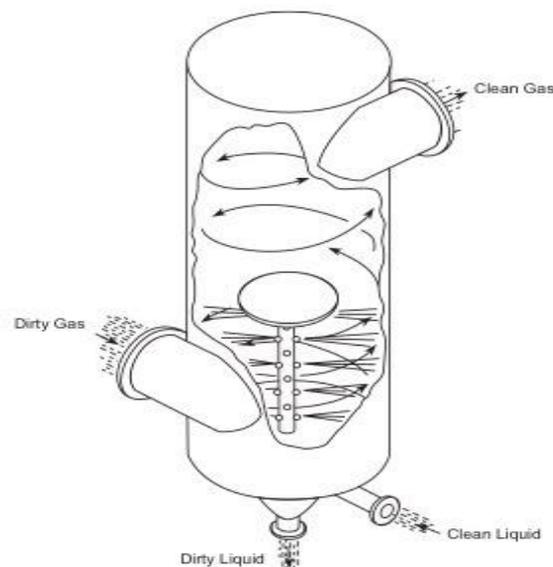


Figura 14. Torre de aspersión ciclónica. [10]

3.3.2 Torres de limpieza dinámica

Conocidas también como torres de limpieza asistidas mecánicamente o desintegradores. Este tipo de torre es similar a las torres de aspersión, pero se le añade un rotor impulsado con electricidad que corta el líquido limpiador en finas gotas dispersas, el rotor se puede colocar dentro o fuera de la torre, conectado por un conducto. Un eliminador de rocío remueve el líquido y las partículas capturadas.

Las torres de limpieza dinámica capturan de manera eficiente las partículas finas, pero la adición de un rotor al sistema hace que se eleve el coste de operación y mantenimiento. Generalmente, un sistema de ciclones precede a las torres para eliminar las partículas más gruesas, debido a que las partículas más grandes, desgastan los rotores.

El consumo eléctrico en este tipo de torres se considera elevado, entre 4 y 10 kW, las eficiencias son similares a las torres de aspersión ciclónicas, y los costes más elevados que las torres de aspersión sencilla. [10]

3.3.3 Torres de bandeja

Este tipo de torres, consisten en una torre vertical que contiene bandejas perforadas en su interior, montadas horizontalmente, el gas entra en la torre por el fondo, y fluye a través de los orificios de la torre, mientras que el líquido fluye columna abajo a través de las bandejas. El gas se mezcla con el líquido en los platos, proporcionando un mayor contacto gas-líquido que en las torres de aspersión.

La velocidad del gas, previene que el líquido fluya hacia abajo por los orificios de los platos. Partículas grandes pueden taponar los orificios de la torre, por lo que algunos diseños colocan deflectores de impacto corriente arriba de cada perforación para remover las partículas grandes antes de que el gas entre por los orificios.

Típicamente, las torres de bandeja no funcionan demasiado bien para partículas submicrométricas, pero si alcanzan con facilidad rendimientos de un 97-98% para partículas mayores de 5 μm .

Son muy útiles para eliminar tanto gases contaminantes como materia particulada, y pueden tratar flujos volumétricos de operación de hasta 75.000 scfm. La relación líquido gas de la torre es baja comparada con las de torre de aspersión y torres de tipo Venturi, debido a que el líquido está principalmente estático. Los costes de este tipo de torre, tanto el capital como el de operación son ligeramente más elevados que las torres de aspersión sencillas. [10]

En la Figura 15, se puede ver un diseño típico de torre de platos, donde se aprecian las diferentes partes que componen la torre.

TORRE DE PLATOS

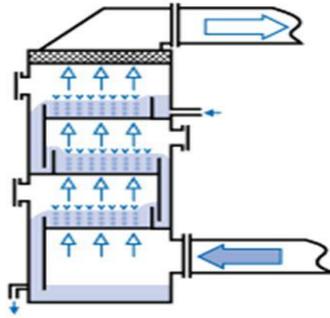


Figura 15. Torre de platos [10]

3.3.4 Torre de limpieza tipo Venturi

Una torre de limpieza tipo Venturi se caracteriza por tener un canal de flujo convergente y divergente. Así, el área de la sección transversal del canal disminuye y luego progresivamente va aumentando a lo largo del canal. En la Figura X se muestra una disposición de torre tipo Venturi, al área más estrecha se le denomina “garganta”. En la sección convergente, la disminución del área provoca que aumente la velocidad y turbulencia del flujo de gas a tratar. El líquido se inyecta dentro de la torre de limpieza o directamente en la garganta, dicho líquido limpiador es atomizado en la garganta, mejorando el contacto gas-líquido.

La mezcla gas-líquido se desacelera a medida que fluye a través de la sección divergente, causando impactos adicionales de partículas y gotas de agua. Las gotas se separan de la corriente de gas en una sección de arrastre, que consiste en un separador ciclónico y en un eliminador de rocío.

Las torres tipo Venturi son más costosas que las torres de bandeja y las de aspersion ciclónica, pero se mejora cuantitativamente la eficiencia de recolección de partículas finas. Las altas velocidades del gas y la turbulencia en la garganta del tubo Venturi da como resultado altas eficiencias, entre 70 y 99% para partículas mayores de 1 μm y más de un 50% para partículas submicrométicas. Al aumentar la caída de presión en el Venturi, la eficiencia aumenta, pero la demanda energética del sistema también aumenta de manera proporcional, aumentando los costes operacionales. Por otra parte, los costes capitales son generalmente más elevados que las torres de bandejas. [10]

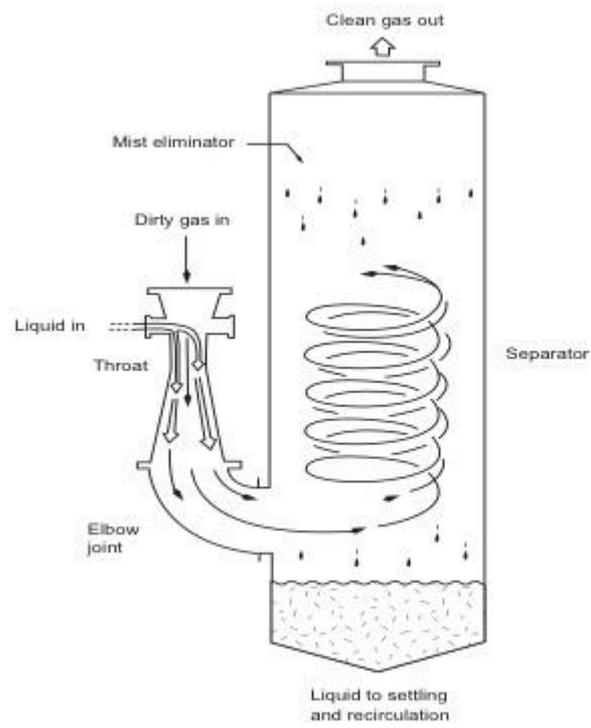


Figura 16. Torre de limpeza tipo Venturi [10]

4 DISEÑO DE EQUIPOS

El diseño de equipos podría definirse, de manera resumida como el corazón de este estudio, la parte vital, que define las dimensiones y la estructura de los equipos, lo cual marcará la hoja de ruta del estudio, y por supuesto, el resultado final. Por tanto, en este apartado se llevará a cabo y justificará el diseño de cada equipo, detallando de manera minuciosa los pasos seguidos y las soluciones halladas, dentro de cada grupo de equipos (electro precipitadores, filtros de mangas y torres húmedas).

Cada grupo de equipos consiste en un tipo diferente de despolvado de gases, los precipitadores electrostáticos se basan en la fuerza de un campo eléctrico, los filtros de mangas se basan en una separación mecánica en seco mientras que las torres húmedas se basan en el uso de agua para la captación del gas.

Como queda patente en el apartado 4, cada grupo contiene una gran variedad de equipos, cada uno más apropiados para diferentes tipos de actividades, rendimientos, tamaños, gases y partículas a tratar, costes. Por tanto, será de vital importancia una correcta selección de los equipos a diseñar, los cuales deben ajustarse de manera prácticamente perfecta a los requisitos de una refinería.

Cabe destacar, que el caso del precipitador electrostático y en el filtro de mangas, se instalaría como equipo auxiliar un enfriador de los gases, consistente en un intercambiador de placas. Para el caso del precipitador electrostático, la reducción de la temperatura de los gases reduce la resistividad, puesto que esta es función de la temperatura, por tanto, el área de captación necesaria disminuye, así por tanto el coste de inversión y el espacio requerido. Por su parte, en el caso del filtro de mangas, la instalación del enfriador de gases antes de la entrada del equipo, reduce la temperatura de filtración, por tanto, el material usado para las mangas será más barato puesto que no necesita soportar una temperatura elevada.

El intercambiador de placas para el enfriamiento de los gases residuales se muestra en la Figura 17.



Figura 17. Enfriador de gases residuales

4.1. Diseño precipitador electrostático

Dentro del grupo de los *PES*, los más comunes usados industrialmente, debido a su gran capacidad para procesar grandes cantidades de gases, y por poder trabajar con varias secciones en serie, son los precipitadores electrostáticos de placas.

En este subgrupo se incluyen los *PES* de placa de alambre y de placa plana, ambos con gran aplicación industrial, sobre todo para el tratamiento de grandes caudales de gases

Los precipitadores de placa de alambre, se utilizan comúnmente para procesar caudales de gases mayores, en comparación con los precipitadores de placa plana. La principal desventaja de la placa de alambre con respecto a la placa plana es que son más propensos a sufrir efecto de corona invertida, por lo que generalmente se sobredimensionan más dichos equipos. Pero, sin embargo, los *PES* de placa de alambre tienen capacidad para operar con mayores caudales de gas, y menores pérdidas de eficacia debido al “escabullimiento”. Típicamente entre rangos de flujo de gases más reducidos, se utilizan los de placa plana (100.000 a 200.000 acfm), pues ambos son de aplicaciones similares, pero los *PES* de placa plana permiten reducir en parte las dimensiones del equipo, y por consiguiente el coste final de la inversión.

Por otra parte, en comparación con los precipitadores tubulares, estos últimos son mayormente utilizados donde el gas residual a tratar principalmente es pegajoso o húmedo y su aplicabilidad se limita a la eliminación de nieblas.

Por último, los *PES* de doble etapa son usados mayormente para tratar un caudal de gases bastante menor que los otros tipos, que deben ser pre tratados antes de entrar en la unidad y como equipos para acondicionamiento de aire ambiente, generalmente para partículas submicrónicas.

Por consiguiente, los tipos que podrían implantarse en una refinería, mayormente son los PES de placa de alambre y de placa plana debido a su capacidad de procesamiento de grandes caudales, y su comprobada eficacia en industrias tales como refinerías. Concretamente, el más adecuado es el de placa plana, mayormente porque la resistividad de las partículas a recolectar (alúmina, vanadio, cenizas) es de 10^{14} ohmcm, es decir, se diseñará un equipo, donde, debido a la tendencia por la alta resistividad de los sólidos al efecto de corona invertida, se reduce dicho efecto para evitar grandes pérdidas de eficiencia, y un sobredimensionado del equipo que aumentaría el costo de la inversión.

Por lo tanto, el electro precipitador que se procederá a diseñar es de placa plana.

El diseño completo de un electrofiltro incluye el dimensionado y la configuración de las superficies de capturas y los electrodos de descargas, así como el cálculo estructural de la unidad y el sistema de evacuación de la masa de polvo recolectada.

El diseño de este tipo de equipos se fundamenta, casi totalmente en datos empíricos obtenidos de experiencias industriales anteriores y estudios a escala piloto.

El primer paso para el diseño del precipitador es la determinación de la eficacia de depuración, Eff (%), este parámetro es el más importante a la hora de determinar las dimensiones del equipo, en este caso, como se comentó anteriormente, el rendimiento de diseño, para cubrir la máxima necesidad de depuración sería de un 80-85%, por tanto, se impone un coeficiente de sobredimensionado por pérdidas por “escabullimiento” de un 5%, y el rendimiento de diseño se impondrá en un 90%. [8]

Tras la determinación del rendimiento, se calcula la penetración de diseño, que viene dada por la Ecuación 1.1:

$$p = 1 - \left(\frac{Eff}{100} \right) \quad \text{Ecuación [1.1]}$$

Siendo Eff de un 90%, la penetración de diseño resulta ser de 0,1.

Es importante conocer la temperatura de diseño (K), que será la temperatura de entrada al equipo de los gases a tratar, en este caso, la temperatura de los gases de entrada será de 150 °C, que supone 423 K, temperatura que se consigue tras el paso de los gases residuales por el enfriador dispuesto tras la caldera.

Otro dato significativo es la resistividad de los sólidos, pues si esta es superior a 10^{11} ohmcm, el equipo debe diseñarse de manera diferente a si no hay presencia del efecto de corona invertida, particularizando en este caso la resistividad es de 10^{14} ohmcm, por tanto, deberá realizarse el diseño teniendo en cuenta este factor.

Ahora, se procede a la determinación del MMD de la distribución de partículas, es decir, el diámetro promedio de las partículas de salida, observándose la Figura 3, se aprecia que la distribución puede asemejarse a una recta, por lo cual el diámetro medio se puede aproximar a una media, entre 10 μm y 1 μm , aproximándose esta media a 6 μm , $\text{MMD}=6 \mu\text{m}$.

Lo siguiente es suponer un valor para el factor de escabullimiento, denominado S_N , y para el reencauzamiento por golpeteo RR , de las Tablas 1 y 2 respectivamente. [8]

Tipo ESP	S_N
Placa-alambre	0.07
Pared Húmeda	0.05
Placa Plana	0.10

Tabla 1: Factor escabullimiento S_N [8]

ESP/Ash Type	RR
Ceniza flotante de carbon, o desconocida	0.14
Pared humeda	0.0
Placa plana con velocidad de gas > 1.5 m/s (ni vidrio ni cemento)	0.15
Vidrio o cemento	0.10

Tabla 2: Factor reencauzamiento por golpeteo [8]

Es claro, que, para el diseño del PES de placa plana, el factor de escabullimiento S_N será tomado como 0,10 y el factor por reencauzamiento RR , como 0,14 valores para cenizas de carbón (en parte en las partículas a tratar) y para partículas desconocidas.

Tras esto, deben suponerse valores para los tamaños más penetrantes, MMD_p , y tamaño para la humareda por golpeteo, MMD_r , en este caso los valores típicos, obtenidos de las experiencias previas, son:

- MMDp= 2 μm [8]
- MMDr= 5 μm para partículas con MMD promedio > 5 μm [8]

El siguiente paso, es calcular varios factores, como la permitividad del espacio libre ϵ_0 , que viene dada por la Ecuación 1.2 [8]:

$$\epsilon_0 = 8,845 \times 10^{-12} \left(\frac{F}{m} \right) \quad \text{Ecuación [1.2]}$$

Obteniéndose un valor de $8,84 \times 10^{-12} \left(\frac{F}{m} \right)$.

La viscosidad del gas, η que viene dada por la Ecuación 1.3 [8]:

$$\eta = 1,72 \times 10^{-5} x \left(\frac{T(K)}{273} \right) \left(\frac{kg}{m.s} \right) \quad \text{Ecuación [1.3]}$$

Teniendo esta un valor de $2,34 \times 10^{-5} \left(\frac{kg}{m.s} \right)$.

Se calcula también el factor de campo eléctrico al cenellear, E_{bd} y el factor de pérdida LF que vienen dados por la Ecuación 1.4 y 1.5 respectivamente.

$$E_{bd} = 630.000 x \left(\frac{273}{T(k)} \right)^{1,65} \left(\frac{V}{m} \right) \quad \text{Ecuación [1.4]}$$

$$LF = SN + RR x (1 - SN) \quad \text{Ecuación [1.5]}$$

El factor de campo eléctrico al cenellear tendrá un valor de 305.877,3 V/m mientras que el factor de pérdida valdrá 0,226.

Para PES de placa plana, habrá que calcular el campo promedio, en este caso con efecto de corona invertida, por la alta resistividad de los sólidos, E_{agv} , que viene dado por la Ecuación 1.6:

$$E_{agv} = 0,7 x E_{bd} x \frac{5}{6,3} \left(\frac{V}{m} \right) \quad \text{Ecuación [1.6]}$$

Ecuación que arroja un valor para el campo promedio de 169.931,4 V/m .

Posteriormente, se debe suponer un valor para el número de secciones, tal que se cumpla que $LF^n < \rho$. Estos valores pueden suponerse a partir de la Tabla 3, en función del rendimiento necesario del precipitador. [8]

Eficiencia (%)	<i>n</i>
<96.5	2
<99	3
<99.8	4
<99.9	5
<99.9	6

Tabla 3: Número de secciones en función del rendimiento del filtro

Es claro, que en el caso del precipitador a diseñar, de rendimiento 90% el número de secciones deberá de ser 2, se verifica, comprobando el valor de LF^n y comparándolo con p . Resulta que LF^n ($0,226^2$) tiene un valor de 0,051, por tanto, es menor que p , que como se calculó a partir de la Ecuación 1 tiene un valor de 0,1. Es decir, el valor de secciones supuestas es correcto.

Con los valores obtenidos anteriormente, habrá de computarse los valores de penetración promedio de la sección, P_S , y la penetración de la sección de recolección, P_C , que vienen dadas por las Ecuaciones 1.7 y 1.8 respectivamente. [8]

$$P_S = P^n \quad \text{Ecuación [1.7]}$$

$$P_C = \frac{PS-LF}{1-LF} \quad \text{Ecuación [1.8]}$$

Obteniéndose unos valores para la penetración promedio de cada sección $P_S=0,316$ y para la penetración de la sección de recolección $P_C=0,116$.

Se debe calcular dos factores de cambio de tamaño de partícula, D y MMD_{rp} , los cuales son constantes adimensionales para computar el cambio de tamaño de partícula de sección en sección y viene dado por la Ecuación 1.9 y 1.10 respectivamente.

$$D = P_S \quad \text{Ecuación [1.9]}$$

$$MMD_{rp} = RR \times (1 - SN) \times (1 - P_C) \quad \text{Ecuación [1.10]}$$

Siendo el valor de estos factores de 0,316 para D , y de 1,759 para MMD_{rp} .

Los últimos pasos para calcular la superficie específica de recolección (SCA), consisten en calcular tamaños de partículas de cada sección, mostrados en la Tabla 4, de la sección 1 hasta la n .

Sección	MMDs
1	MMD1 = MMDi
2	MMD2 = {MMD1 x S _N + [1 - ρ _c] x MMD _p + ρ _c x MMD1] x ρ _c }/D + MMD _{rp}
3	MMD3 = {MMD2 x S _N + [1 - ρ _c] x MMD _p + ρ _c x MMD2] x ρ _c }/D + MMD _{rp}
.	.
.	.
n	MMDn = {MMDn-1 x S _N + [1 - ρ _c] x MMD _p + ρ _c x MMDn-1] x ρ _c }/D + MMD _{rp}

Tabla 4: tamaños de partículas para secciones de 1 hasta n.

Siendo $MMD1= 6 \mu\text{m}$ y $MMD2= 2,89 \mu\text{m}$.

Para el cálculo de *SCA* (*Specific collection area*) tan solo queda aplicar la Ecuación 1.11 para cada sección. Cabe destacar que dicho parámetro es el más usado a la hora del diseño de un filtro electrostático puesto que refleja el tamaño del filtro. Este parámetro consiste en el cociente entre el área total de la placa recolectora y el caudal de gas o rapidez de flujo volumétrico y tiene unidades de (s/m) o (s/ft). También es uno de los factores más importantes para hallar el capital total y varios costes anuales. [8]

$$SCA_n = -\left(\frac{\eta}{\varepsilon}\right) x (1 - SN) x \frac{\ln(P_c)}{E_{avg}^2 x MMD_n x 10^{-6}} \quad \left(\frac{s}{m}\right) \quad \text{Ecuación [1.11]}$$

Siendo:

- η La viscosidad del gas $\left(\frac{kg}{m.s}\right)$
- $\varepsilon \left(\frac{F}{m}\right)$ La permitividad del gas, que consiste en multiplicar la permitividad del espacio libre ε_0 por el factor de permitividad $(1+X_e)$. Siendo X_e un factor que depende del material, 11 para el caso de alúmina y pequeños finos metálicos.
- SN El factor de pérdida por escabullimiento
- P_c La penetración de la sección de recolección.
- E_{avg} El campo eléctrico promedio $\left(\frac{V}{m}\right)$.
- MMD_n El tamaño de partícula promedio en la sección n (μm).

Siendo el valor de la sección 1 de 2,45 s/m y el de la sección 2 de 5,12 s/m, por tanto, el *SCA* total del equipo diseñado, que consiste en la suma de todos los valores de *SCA* de cada sección, será de 7,57 s/m.

Con el valor del área específica de recolección del filtro, se conoce la relación área-Caudal de gas del equipo, por tanto, para conocer el área necesaria de equipo, tan solo debe conocerse el flujo volumétrico.

El rango de caudal de gas que entra en los equipos de desempolvado de gases, típico en las áreas de cracking catalítico en refinerías es de 1500-4000 m³/min [5].

Sabiendo que el área específica toma un valor de 7,57, y suponiendo un caudal de diseño, en el caso más desfavorable de 4000 m³/min, es decir, 66,6 m³/s el área de recolección necesaria será de un total de 505,6 m².

Desde este punto de partida, como se calculó anteriormente, el SCA de la sección 1 es de 2,45 s/m y de la sección 2 es de 5,12 s/m, por lo cual se puede calcular el área de recolección de cada sección individual.

En el caso de la sección 1, de la misma forma que se calculó para el equipo en general, el área de recolección necesaria, será de 164,62 m², mientras que en el caso de la sección 2, sería de 341,4 m². Resultado lógico puesto que el tamaño promedio de la sección 2 es considerablemente más reducido que el de la sección 1, puesto que las partículas más gruesas quedarán atrapadas en la primera sección.

De manera ilustrativa, se muestra la Figura 18, una gráfica que representa el rendimiento de captura del filtro frente al área de captación, se aprecia como con un ligero aumento del área de captación hasta un rendimiento del 80%, se aumenta, casi con una pendiente que tiende a infinito, el rendimiento de una manera presta, y como a partir de un rendimiento del 90%, de manera contraria, para aumentar el rendimiento del filtro, hace falta un gran aumento del área de captación.

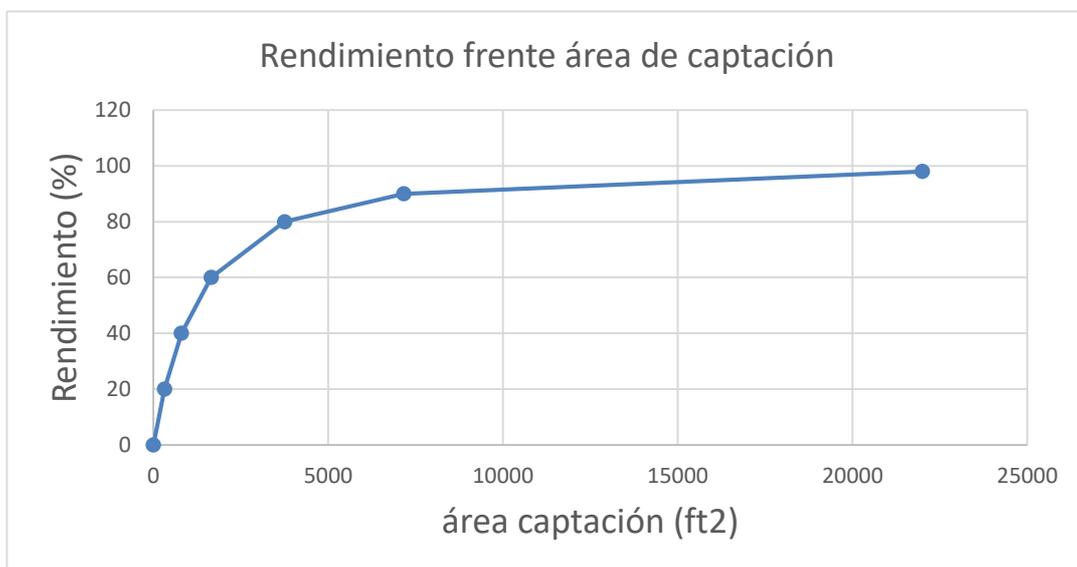


Figura 18. Rendimiento de captura frente área de captación

Para continuar con el diseño del filtro electrostático, se debe determinar el número de calles que componen cada sección, las calles consisten en subsecciones dentro de una sección, que permite aumentar el área de recolección. Se muestra la estructura de una calle en la Figura 19.

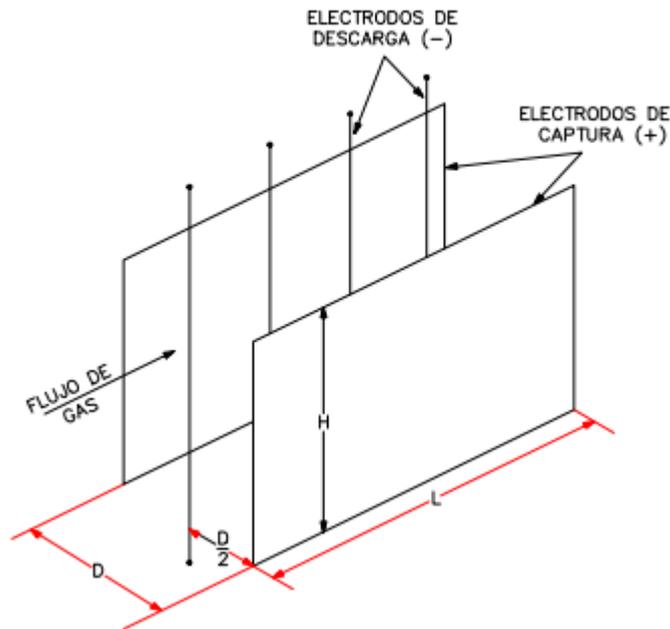


Figura 19. Estructura calle PES [5]

Siendo D, la anchura de las calles, estando este valor en un rango típico de diseño de 150-400 mm [5].

No hay más que conocer el caudal volumétrico de gas, la anchura de las calles, la velocidad del gas y la altura de diseño del filtro, para poder determinar el número de calles de cada sección, Se muestra en la Ecuación 1.12. [5]

$$N_C = \frac{Q}{u \times D \times h} \quad \text{Ecuación [1.12]}$$

Siendo:

- Q el caudal volumétrico de gas que entra en el equipo (m^3/s)
- u La velocidad del gas al paso por el equipo (m/s)
- D la anchura de calle, que se tomará como 0,4 (m)
- h La altura de diseño del filtro, siendo esta 5 (m) para un filtro de estas dimensiones.

Siendo así el número de calles de 17 por sección.

Conociendo el número de calles, el área de cada sección y la altura de diseño de las secciones, se procede al cálculo del área de cada placa, y posteriormente al cálculo de la longitud de la sección.

$$A_{placa} = \frac{A_{sección}}{2 \times N_c} \text{ (m}^2\text{)} \quad \text{Ecuación [1.13]}$$

El área de cada placa de la sección 1, según la Ecuación 1.13, será de 5 m², mientras que el área de las placas de la sección 2, será de 10,25 m².

Sin más que aplicar la ecuación geométrica de un rectángulo, siendo el área el producto de la longitud por la altura, se determina la longitud de cada sección.

$$L_{sección} = A_{placa} \times h \text{ (m)} \quad \text{Ecuación [1.14]}$$

La longitud de la sección 1 será de 1 metro mientras que la longitud de la sección 2 tendrá un valor de 2 metros.

Para el cálculo de la longitud total del equipo, habrá que tener en cuenta, además de la longitud de cada sección, la distancia entre pasillos de cada sección y las longitudes libres de entrada y salida del electrofiltro. Quedando definida la longitud total del equipo por la Ecuación 1.15.

$$L_{total} = L_{s1} + L_{s2} + (N_s - 1) \times L_p + L_e + L_{ex} \text{ (m)} \quad \text{Ecuación [1.15]}$$

Si se define la anchura del pasillo entre secciones como 0,5 metros, estando el rango usual en electrofiltros entre 0,5 y 2 metros, y la longitud de entrada y salida como 1,25 respectivamente, estando el rango usual entre 1 y 3, la longitud del equipo total quedaría como 6,5 metros. Siendo la relación de aspecto R (L/h) 1,25. [5]

La limpieza del filtro se llevará a cabo mediante golpeteos severos de las placas con pistones automáticos a lo largo de los bordes superiores. Dicho golpeteo desprende el material el cual cae por la placa hasta que se asienta en una tolva la cual será evacuada periódicamente conforme se va llenando y este polvo evacuado se remueve a mediante un sistema neumático hacia un sistema de manejo de polvo.

Como se mencionó al comienzo del capítulo, para el caso concreto del precipitador electrostático, para reducir la resistividad de los sólidos y así disminuir el coste de inversión del equipo, se instala un enfriador de los gases, consistente en un intercambiador de placas, en el cual como fluido refrigerante entra aire atmosférico, que intercambia calor con los gases de salida provenientes de la caldera, entorno a 250-260 °C.

Este enfriador está diseñado concretamente para refinerías, de la marca Aitesa, modelo DEKA y está compuesto por tubos de vidrio aire-humo. Los gases residuales reducen la temperatura en 100 °C, intercambiándose un calor de 7,32 mW. [11]

4.2. Diseño filtro de mangas

El diseño de un filtro de mangas requiere la consideración de numerosos factores, tales como el caudal de gas a procesar, la temperatura, presión y carga de partículas, distribución de tamaño de partículas, propiedades físico químicas, economía, espacio, etc.

En función de los factores mencionados anteriormente hay que especificar el tipo de limpieza del filtro, el material del tejido, la superficie filtrante, el número de compartimentos, las dimensiones de las mangas y la pérdida de carga.

El tamaño del equipo es na función directa de la superficie filtrante necesaria, y esta a su vez está determinada por diferentes factores de proceso tales como caudal, concentración del gas y la eficacia deseada.

El primer paso para el diseño de un filtro de mangas es determinar su método de limpieza, pues este determina de manera directa la relación gas-a-tela, que consiste en la relación entre el caudal de gas filtrado y el área neta de filtración necesaria y que debe ser compatible con la tela seleccionada y el tipo de limpieza.

Los principales tipos de limpieza de estos filtros mencionados en el apartado 4 son la limpieza por agitación, la limpieza por aire a la inversa y por chorro pulsante.

La elección adecuada del tipo de limpieza no es cuestión baladí, pues en función de esta elección, vendrá impuesta la relación gas-a-tela y por tanto de manera indirecta el tamaño del equipo y por tanto la inversión necesaria y el coste de operación anual.

Cabe recordar que la temperatura de entrada del gas al equipo es de 180 °C y a una presión de 1,1 bar, es decir, una temperatura relativamente elevada para este tipo de equipos que, de manera habitual, soportan hasta una temperatura de trabajo de 300 °C, por tanto, el material seleccionado debe ser altamente resistente a elevadas temperaturas, tanto de trabajo como de pico máximo.

La diferencia principal entre la filtración con limpieza por chorro pulsante y la filtración por limpieza con aire a la inversa y agitación reside básicamente entre la filtración con pastilla y filtración con una composita de polvo y tela (filtración sin pastilla). Apenas hay diferencia en la aplicación del equipo, puesto que con los tres tipos de limpieza pueden diseñarse para aplicaciones muy específicas, sim embargo, el tamaño del equipo si cambia considerablemente en función de elegir chorro pulsante o aire a la inversa y agitación (los dos últimos de características muy similares). Por otra parte, el tipo de limpieza también influye en la caída de presión del equipo y por tanto en los gastos de operación en el equipo de impulsión.

Para un tipo de limpieza de chorro pulsante, la relación gas-a-tela se incrementa, esto quiere decir que la relación caudal de aire-área necesaria aumenta, por tanto, el área de filtración necesaria, para un caudal de gas determinado disminuye.

De manera contraria sucede con la limpieza por aire a la inversa y por agitación, la relación gas-a-tela es menor, por lo que el área de filtración necesaria aumenta, y por tanto aumenta el tamaño del equipo y por tanto el coste de este.

Sin embargo, no solo hay que tener en cuenta el aumento o disminución del tamaño en función de la relación gas-a-tela, si esto fuese así, todos los filtros serían diseñados con limpieza por chorro pulsante para un menor coste, sucede, que a mayor relación gas-a-tela, aumenta la caída de presión y consecuentemente los gastos en impulsión del gas, por lo que se deduce que el diseño óptimo es llegar a una solución de compromiso entre el tamaño-coste y la caída de presión del sistema.

Particularizando en el caso de la refinería, el gas sale del regenerador a 2,4 bares y se expande en la turbina de gas, reduciéndose su presión hasta aproximadamente presión atmosférica (1,1 bar), por tanto, la problemática de los gastos de impulsión no es un problema determinante en este tipo de plantas, pues puede reducirse la expansión en la turbina y que el gas salga de ella a mayor presión (siempre evitando contrapresiones en el expandir), por lo cual el tipo de limpieza elegido será de chorro pulsante, que disminuye el tamaño del equipo y por tanto el coste de inversión de este.

Una vez elegido el tipo de limpieza adecuado, debe de estimarse la relación gas-a-tela, existen dos métodos para su estimación, el primero tomándose el valor de la Tabla 5, en función del tipo de limpieza y el tipo de partícula, y el segundo utilizando factores en función del material, factor de aplicación, temperatura carga de polvo y diámetro promedio de partícula, este método se detallará más adelante.

Una vez se determine la relación gas-a-tela por el primer método, más gráfico y menos preciso, se comprobará el valor mediante el segundo método, más arduo que el primero, pero probablemente más exacto.

Polvo	Agitador/Tela Tejada Aire a la Inversa/Tela Tejada	Chorro a Pulso/Tela de Felpa Aire a la Inversa/Tela de Felpa
Oxido de Aluminio (Alumina)	2.5	8
Asbesto	3.0	10
Bauxita	2.5	8
Carbón Negro	1.5	5
Carbón	2.5	8
Cacao, Chocolate	2.8	12
Arcilla	2.5	9
Cemento	2.0	8
Cosméticos	1.5	10
Residuo de Esmalte	2.5	9
Alimento de Ganado, Granos	3.5	14
Feldspar	2.2	9
Fertilizante	3.0	8
Harina	3.0	12
Ceniza Flotante	2.5	5
Grafito	2.0	5
Yeso	2.0	10
Mineral de Hierro	3.0	11
Oxido Férrico	2.5	7
Sulfato Férrico	2.0	6
Oxido de Plomo	2.0	6
Polvo de Piel	3.5	12
Cal	2.5	10
Piedra Caliza	2.7	8
Mica	2.7	9
Pigmentos de Pintura	2.5	7
Papel	3.5	10
Plásticos	2.5	7
Quarzo	2.8	9
Polvo de Piedra	3.0	9
Arena	2.5	10
Aserrín (Madera)	3.5	12
Sílice	2.5	7
Loza	3.5	12
Detergentes, Jabón	2.0	5
Especies	2.7	10
Almidón	3.0	8
Azúcar	2.0	13
Talco	2.5	5
Tabaco	3.5	
Oxido de Zinc	2.0	

*Referencia[1]

†Valores de diseño generalmente seguros; su aplicación requiere la consideración del tamaño de las partículas y cargado de grano.

Tabla 5: Relación gas-a-tela para diferentes partículas [9]

Como puede apreciarse en la Tabla 5, para limpieza por chorro pulsante, y para partículas de alúmina la relación gas-a-tela puede tomarse como $8 \text{ ft}^3/\text{min}/\text{ft}^2$.

Esta suposición podría tomarse como válida, pero al contar con otro método, se procede a la comprobación del valor de gas-a-tela por el segundo método mencionado anteriormente.

La Ecuación 2.1 detalla el cálculo de esta relación en función de los factores mencionados anteriormente. [9]

$$V = 2,878 \times A \times B \times T^{-0,233} \times L^{-0,06} \times (0,7471 + 0,0835 \times \ln D) \left(\frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \right) \left(\frac{\text{ft}^2}{\text{ft}^2} \right) \quad \text{Ecuación [2.1]}$$

Siendo:

- V relación gas-a-tela (pies/minutos)
- A Factor del material, tomado de la Tabla 6
- B Factor de aplicación, tomado de la Tabla 6
- Temperatura (°F)
- L Carga de polvo a la entrada (gramos/pies cúbicos)
- D Diámetro promedio de la carga de partículas a la entrada (μm)

A. Factor del Material					
	15 ^b	12	10	90	6.0 ^c
Mezcla para Pastel	Asbesto	Oxido de	Fertilizante de	Carbón activado	
Polvo de cartón	Polvo para Pulido	Aspirina	fosfato de amonio	Carbón negro	
Cacao	Material fibroso	Carbón negro	Pastel	(molecular)	
Alimentos	y celulósico	(terminado)	Diatomáceas	Detergentes	
Harina	Residuo del agitado	Cemento	Petroquímicos secos	Humos y otros	
Grano	en fundiciones	Pigmentos	Tintas	productos	
Polvo de piel	Yeso	de cerámica	Ceniza flotante	dispersados	
Aserrín	Cal (hidratada)	Polvos de arcilla	Polvo metálico	directo de las	
Tabaco	Perlita	y de ladrillo	Oxidos metálicos	reacciones	
	Químicos del lule	Carbón	Pigmentos	Leche en polvo	
	Sal	Fluorspar	metálicos y sintéticos	Jabón	
	Arena	Goma natural	Plásticos		
	Polvo del soplado	Caolina	Resinas		
	de arena	Piedra caliza	Silicatos		
	Carbonato de sodio	Percloratos	Almidón Estearatos		
		Polvo de roca, y	Acido Tánico		
		de minerales			
		Sílice			
		Azúcar			
		Acido Sórico			

B. Factor de la Aplicación	
Ventilación de Emisiones Molestas (insidiosas) Alivio de los puntos de transferencia, transportadores, estaciones de embalaje, etc.	1.0
Recolección de Producto Transporte-ventilación del aire, molinos, secadoras relámpago, clasificadores, etc.	0.9
Filtración del Gas de Proceso Secadoras por aspersión, hornos, reactores, etc.	0.8

Tabla 6: Factores de material y aplicación A y B [9]

El factor de material A se toma como 10, puesto que el compuesto más parecido entre el presente en el gas y en la tabla sería las cenizas de carbón. Por su parte el factor B se tomará como 0,8.

La temperatura es de 355 °F, el tamaño promedio D es de 6 µm y la carga L de sólidos sería de 0,36 g/ft³.

Así la relación gas-a-tela toma un valor según la Ecuación 2.1 de 7,32 ft/min, un valor aproximado al estimado por la Tabla 5.

Por motivos de ahorro en el capital invertido, se tomará la relación gas-a-tela de diseño como 8, es decir, la estimada según el método gráfico.

Tras la estimación de la relación gas-a-tela, se procede al cálculo de la caída de presión en el filtro, otro parámetro importante, como se mencionó anteriormente, a la hora de estimar la presión de salida a ajustar en el expander y para comprobar que no sea excesivamente alta pues se producirían pérdidas energéticas considerables.

La caída de presión total en un filtro de mangas con limpieza por chorro pulsante viene dada por la Ecuación 2.2. [9]

$$\Delta P = Se \times V + K_2 \times Ci \times V^2 \times \theta \quad \text{Ecuación [2.2]}$$

Considerándose:

- ΔP La caída de presión en (inH₂O)
- Se Arrastre residual efectivo dela tela [inH₂O/(pies/minuto)]
- V Relación gas-a-tela (pies/minuto)
- K₂ Coeficiente de resistencia específica del polvo [inH₂O/(pies/minuto)]/(libras/pie cuadrado)
- Ci Concentración de polvo a la entrada (libras/pie cubico)
- θ Tiempo de filtración (minutos)

La obtención de los valores exactos es complicada, si bien es cierto que, debido a la experiencia industrial en filtros de este tipo, existen correlaciones que se aproximan al valor real.

El factor Se para un filtro de mangas por limpieza de chorro a la inversa y polvo de alúmina y cenizas, se encuentra en un rango típico entre 1 y 2, mientras que el Factor K₂ para las mismas condiciones se encuentra en un rango típico de 1-4. La concentración en libras por pies cúbicos resulta ser de 8,24 x 10⁻⁴. El tiempo de filtración, en un rango típico industrial entre 30-60 minutos, se tomará como 30, debido a la baja carga de partículas entrantes al filtro. El factor Se es tomado como 1 y el factor K₂ se toma como 1,5. [9]

Así, con los valores mencionados anteriormente se calcula la pérdida de carga en pulgadas de agua, obteniéndose un valor de 10,46 inH₂O. El rango típico se encuentra entre 5-20 inH₂O por lo que puede interpretarse como una caída de presión adecuada, no es un valor bajo, pero tampoco se acerca al valor máximo adecuado.

Tras calcular la relación gas-a-tela y comprobar que la caída de presión en el filtro no es excesiva, se procede al cálculo del área neta de filtración para así posteriormente determinar el número de compartimentos necesarios y la dimensión y número de mangas necesarias.

La relación gas-a-tela corresponde a la relación entre el caudal volumétrico de gas y el área de filtración necesaria, por consiguiente, teniendo esta relación, y el caudal volumétrico en las unidades necesarias, el cálculo del área de filtración es inmediato, según la Ecuación 2.3. [9]

$$A_{neta} = \frac{Q}{V} (ft^2) \quad \text{Ecuación [2.3]}$$

El caudal volumétrico de gas es 4.000 m³/min que corresponden a 141.240 ft³/min, el área neta de filtración será de 17655 ft² esta no es el área real de filtración, pues deberá multiplicarse por un factor de sobredimensionado, para mantener el área de filtración necesaria durante la limpieza y que viene expresado en función del área neta en la Tabla 7.

Superficie Neta de tela (pies cuadrados)	Factor de Multiplicación	
	Para Obtener la Superficie de Tela en (pies Cuadros)	
1-4,000	Multiplicar por	2
4,001-12,000	"	1.5
12,001-24,000	"	1.25
24,001-36,000	"	1.17
36,001-48,000	"	1.125
48,001-60,000	"	1.11
60,001-72,000	"	1.10
72,001-84,000	"	1.09
84,001-96,000	"	1.08
96,001-108,000	"	1.07
108,001-132,000	"	1.06
132,001-180,000	"	1.05
above 180,001	"	1.04

Tabla 7: Factor sobredimensionado área neta [9]

En un rango de área neta entre 12.000-24.000 ft² debe multiplicarse por un factor de 1,25 así el área total de filtración será de 22070 ft².

Conociendo el área de filtración neta, puede determinarse el número de compartimentos del equipo, según las Tabla 8.

Area de filtración neta (m ²)	Número de celdas
<350	2
350 - 1100	3
1100 - 2300	4-5
2300 - 3700	6-7
3700 - 5500	8-10
5500 - 7500	11-13
7500 - 10000	14-16
10000 - 14000	17-20
>14000	>20

Tabla 8: Numero de compartimentos en función del área de filtración neta [9]

El número de compartimentos del filtro será de cuatro más uno adicional para la fase de limpieza.

Habiendo determinado el área real de filtración y el número de celdas, tan solo queda determinar la estructura de las mangas, que serán cilíndricas, con una altura de 8 metros y un diámetro de 0,3 metros.

El área de cada manga se calcula por la Ecuación 2.4.

$$A_{manga} = \pi \times D \times h \quad \text{Ecuación [2.4]}$$

Siendo su valor de 7,54 m². Si el área de filtración real es de 2051 m², no hay más que dividir el área total entre el área de cada manga para determinar el número de mangas necesarias, siendo este número de 272 mangas.

El equipo cuenta con cuatro más un compartimento adicional para la fase de limpieza, cinco compartimentos, por tanto, el cociente entre las mangas totales necesarias y el número de compartimentos, será el número de mangas en cada compartimento. Siendo la disposición final de 55 mangas en cada compartimento, en una disposición rectangular de 7x8 mangas.

El rendimiento de captación se estima de un 99%.

Tan solo queda la elección del material del tejido de las mangas, cuestión importante en el diseño del equipo, pues una mala elección del material podría hacer que no soportase la presión, temperatura o propiedades físico químicas del gas y el equipo se estropease de manera prematura.

En la Tabla 9 se muestran los principales materiales de tejidos desarrollados hoy día, en función de la temperatura y de propiedades de las partículas y gas a procesar.

Tela	Temperatura °F ^b	Resistencia al Ácido	Resistencia a los Alkalies	Abrasión Flex
Algodón	180	Deficiente	Muy Buena	Muy Buena
Creslan ^c	250	Buena en ácidos minerales	Buena en alcali débil	Buena a Muy Buena
Dacron ^d	275	Buena en la mayoría de los ácidos minerales, se disuelve parcialmente en H ₂ SO ₄ concentrado	Buena en alcali débil, Mediana en alcali fuerte	Muy Buena
Dyne ^e	160	Poco efecto aún en concentración alta	Poco efecto aún en concentración alta	Mediana a Buena
Fiberglas ^f	500	Mediana a Buena	Mediana a Buena	Mediana
Filtron ^g	270	Buena a Excelente	Buena	Buena a Muy Buena
Membrana de Nextel ^h	Depende del forro 1400	Depende del forro Muy buena	Depende del forro Buena	Mediana Buena
Nomex ⁱ	375	Mediana	Excelente a temperatura baja	Excelente
Nylon ^j	200	Mediana	Excelente	Excelente
Orion ^k	260	Buena a Excelente en ácidos minerales	Mediana a Buena en alcalies débiles	Buena
P84 ^l	475	Buena	Buena	Buena
Polipropileno	200	Excelente	Excelente	Excelente
Ryton ^m	375	Excelente	Excelente	Buena
Teflón ⁿ	450	Inerte excepto al fluoro	Inerte excepto al trifluoruro, el cloro y los metales alcalinos derretidos	Mediana
Lana	200	Muy buena	Deficiente	Mediana a Buena

Tabla 9: Materiales del tejido de mangas. [9]

Según se aprecia en la Tabla 9, los pocos materiales que soportan temperaturas de 355 °F, son el Nomex, Ryton, Teflón y Fibra de vidrio, el material de diseño seleccionado será la fibra de vidrio. Dicho material aguanta temperaturas de hasta 500 °F, y es resistente a la mayor parte de los componentes filtrados industrialmente y debido a su menor coste relativo en comparación con los otros materiales mencionados anteriormente lo convierte en una óptima elección.

4.3. Diseño lavador húmedo Venturi

El diseño de un lavador húmedo, reside en la determinación del tipo de lavador, puesto que hoy en día existen muchos tipos y con aplicaciones muy parecidas. Principalmente este tipo de lavadores se diferencian de los tipos mencionados anteriormente en que usan un líquido para capturar las partículas suspendidas en el gas, por tanto y como no podía ser de otra forma, uno de los parámetros de diseño de los lavadores húmedos es la relación líquido-gas, que consiste en el volumen de líquido inyectado por el volumen de gas residual tratado. En general, una relación L/G alta aumenta la eficacia de recolección ya que la densidad de las gotas dadas en una sección transversal es más alta.

El determinar una buena relación L/G es muy importante, puesto que de dicha relación dependerá el rendimiento de recolección, pero también la caída de presión, así como el gasto de líquido y por consiguiente en los sistemas de impulsión. [10]

Por otra parte, otro parámetro importante a la hora de diseñar un lavador húmedo es la velocidad relativa líquido-gas, al aumentar la velocidad relativa entre el gas y el líquido hace que aumente el momento de las partículas, aumentando así por impacto la eficiencia, sobre todo para partículas más pequeñas. Sin embargo, el aumento de la velocidad relativa, también aumenta la caída de presión, la demanda de energía y los costos operativos de la torre.

Generalmente, para seleccionar un tipo u otro dentro de la amplia gama de lavadores húmedos que se ofertan hoy día, es muy importante la distribución de tamaños de las partículas a recolectar, así como el tipo de partícula por ejemplo las partículas menores de $0,1 \mu\text{m}$ son capturadas mayormente mediante mecanismos de difusión, mientras que partículas mayores de $2 \mu\text{m}$ generalmente, se capturan mediante mecanismos de impacto inercial. En la Figura 20, se muestra una gráfica del rendimiento de un lavador tipo Venturi, en función del tamaño de partícula a recolectar y la caída de presión del sistema.

Como puede intuirse, solo para un pequeño rango de partículas, el mecanismo de captura sería el de difusión, mientras que para un mayor rango de partículas predomina el impacto inercial, por tanto, los diseños de lavadores húmedos se basan casi en su totalidad en el efecto del impacto inercia

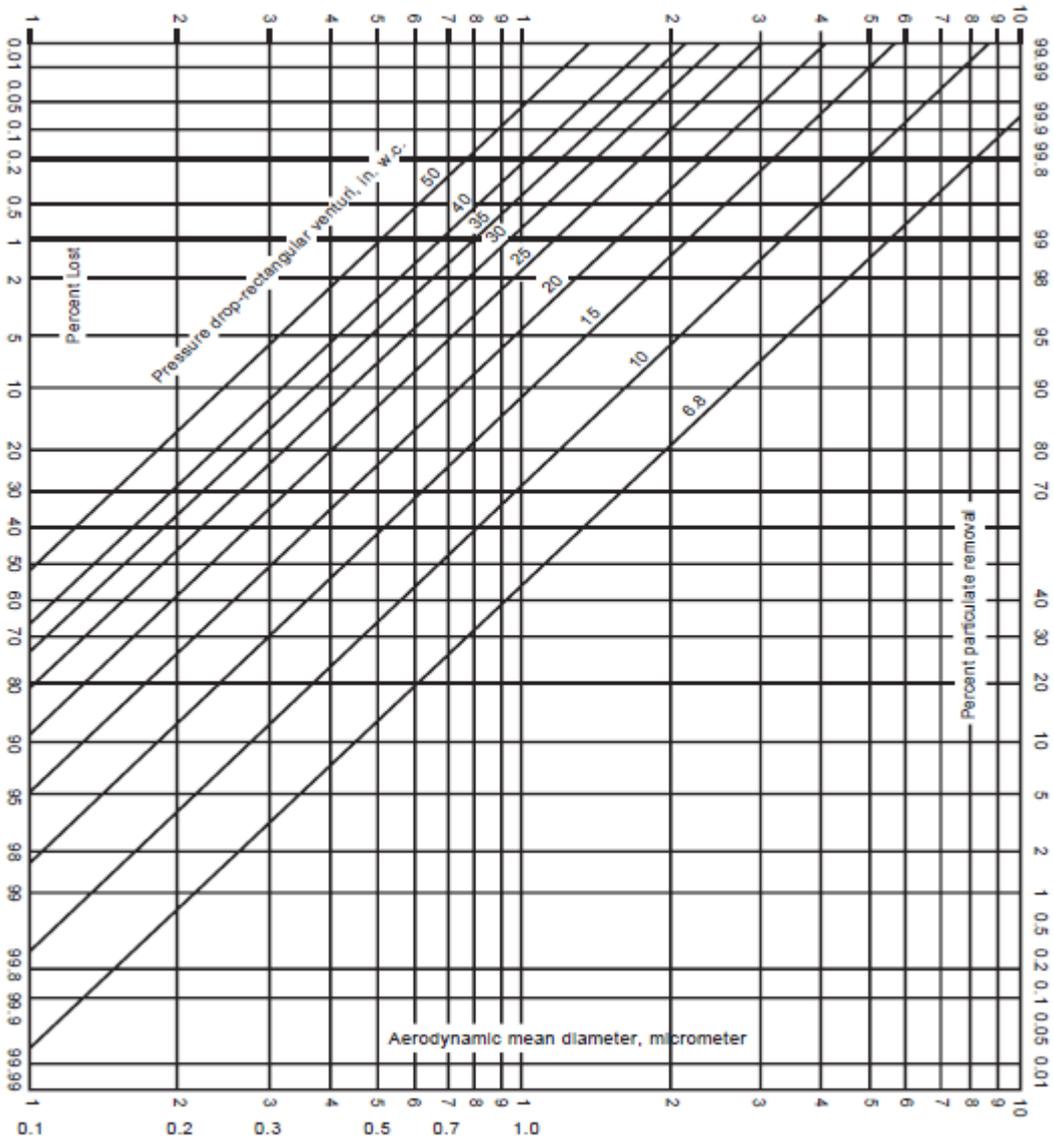


Figura 20. Rendimiento torre Venturi como función del tamaño de partícula. [10]

La carga de partículas también es una cuestión importante, puesto que la relación L/G será en parte, función de la carga de partículas, cuya gráfica se representa en la Figura 21. Un aumento de materia particulada haría que debiese aumentar la relación L/G para mantener la misma eficiencia de recolección. Una mayor carga de sólidos, resulta también un producto mayor de sólidos en el líquido reciclado a la torre y para mantener constante el contenido en sólidos debe evacuarse un volumen mayor de líquido residual y agregarse por el contrario un volumen mayor de líquido limpio, lo que provoco mayores costos operacionales por el aumento del consumo de agua y mayores gastos en mantenimiento.

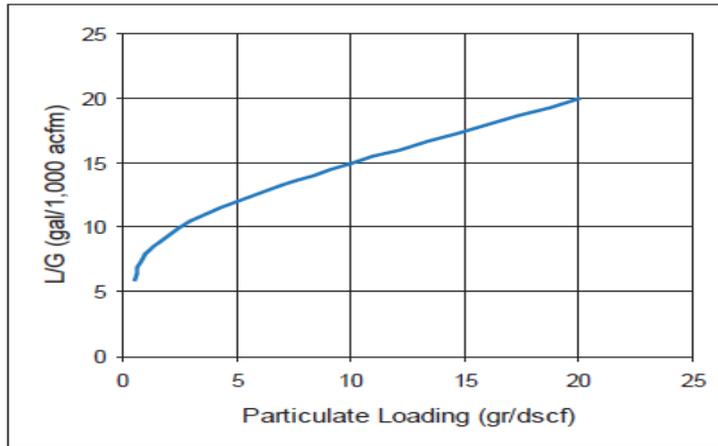


Figura 21. Relación L/G frente a carga PM [10]

Observando la distribución granulométrica del tamaño de partícula de la Figura 3, se observa que alrededor del 40% se encuentra por debajo del tamaño de $3\ \mu\text{m}$, por lo que un 80-90% será captado fácilmente por el sistema de lavado húmedo, mientras que un 18% se encuentra por debajo de $1\ \mu\text{m}$, tamaño para a partir del cual el sistema perderá eficacia, sin embargo, un sistema Venturi de baja energía bien diseñado, posee capacidad para atrapar más de un 50% de las partículas por debajo de $1\ \mu\text{m}$, por tanto, con este tipo de equipo se cumpliría con creces la eficacia deseada de entorno al 85-90%.

Posiblemente otro tipo de lavador húmedo, como podría ser una torre de aspersion ciclónica o una torre de bandeja también cumpliría el rendimiento deseado, pero, sin embargo, estos tipos reducen su rendimiento notablemente con partículas por debajo de $5\ \mu\text{m}$ y puesto que los gastos de inversión y de operación no difieren cuantitativamente, se diseñará un tipo Venturi de baja energía, que asegura una buena eficacia para partículas menores de $5\ \mu\text{m}$ aparte de un gasto moderado de energía y líquido, en este caso agua.

En el caso de un Venturi de baja energía será sumamente importante la correcta elección de la velocidad del gas en la garganta, como por supuesto la relación líquido gas.

Para la elección de la relación líquido gas, el rango del Ratio, usualmente, se sitúa entre 1-10 galones de líquido/ 1000ft^3 de gas residual. En el caso de este estudio, la carga de partículas es baja, puesto que la mayor parte de los gruesos de las partículas quedan atrapadas en los multiciclones que se encuentran a la salida del regenerador, por lo que la relación L/G de diseño será baja, en comparación con otros Venturi que deben recolectar una mayor carga. [10]

Por lo tanto, y también como medida para reducir pérdida de carga, y por supuesto consumo de agua, el cuál cabe destacar que no está muy aceptado en una refinería se adoptará un Ratio L/G bajo, de 2 galones/ 1000

ft³, medida que está dentro del rango, y es baja, reduciéndose así el consumo de agua y la caída de presión y garantizando el rendimiento deseado.

Con la determinación de un valor de 2 en la relación L/G al ser un valor bajo, deja más margen para el diseño de la velocidad de garganta, que es la máxima velocidad del gas en el equipo, durante el paso por la zona más estrecha, a mayor velocidad, menores dimensiones del equipo, pero mayores caídas de presión. Típicamente, el rango se sitúa entre 150-500 ft/s, para el diseño del Venturi de baja energía, la caída de presión no debe superar los 150 mmH₂O de caída de presión, es decir, 6 inH₂O.

Por tanto, para determinar la velocidad de garganta óptima se debe calcular la caída de presión del equipo, mediante la Ecuación 3.1. [10]

$$\Delta P = 5,4 \times 10^{-4} \times Vt^2 \times \rho_g \quad (\text{inH}_2\text{O}) \quad \text{Ecuación [3.1]}$$

Siendo:

- ΔP La caída de presión del gas en el Venturi en pulgadas de agua.
- Vt La velocidad de la garganta (pies/segundo)
- ρ_g La densidad del gas saturado (libras/pies cúbicos)

Para el cálculo de la velocidad de garganta, se impondrá en la Ecuación 3.1 una caída de presión de 6 pulgadas de agua, sin más que despejar la velocidad de la ecuación y esa será la velocidad de diseño de la garganta, optimizada.

La densidad del gas, siendo este mayoritariamente CO₂ aproximadamente un 80% y un 10% de SO₂ y CO, sin más que haciendo la media ponderada del peso molecular, el cuál sería de 44,4 g/mol por tanto, mediante la ecuación de los gases ideales se halla la densidad en unidades de g/l, teniendo un valor de 1,19 g/l, que correspondería a 0,075 lb/ft³, este valor corresponde al gas sin saturar, cuando este se satura de agua, hasta la presión de vapor del agua, la densidad aumenta hasta un valor de 0,09 lb/ft³, valor que se usará para el cálculo de la Ecuación 3.1.

Sin más que despejando la ecuación, con el valor de la densidad del gas saturado y la presión de 6 pulgadas de agua, el valor de la velocidad de garganta obtenido es de 250 ft/s, se encuentra dentro del rango típico, siendo algo elevada, pero adecuada teniendo en cuenta la baja relación L/G. [10]

Una vez determinados los parámetros más importantes de diseño, como son la relación L/G y la velocidad de garganta, y determinada la caída de presión se procede al diseño de la estructura y dimensiones del Venturi.

Mediante la Ecuación 3.2 se calcula el área transversal de la garganta, conociendo el caudal de gas y la velocidad de garganta.

$$A_t = \frac{Q}{v_t} \quad (ft^2) \quad \text{Ecuación [3.2]}$$

Siendo el caudal 2352 ft³/s y la velocidad de garganta 250 ft/s, el área transversal toma un valor de 9,4 ft² y utilizando la fórmula geométrica del área de una circunferencia se puede calcular el diámetro de la garganta, dada por la Ecuación 3.3. [10]

$$D_t = \sqrt{\frac{(4 \times A_t)}{\pi}} \quad (ft) \quad \text{Ecuación [3.3]}$$

Tomando por tanto el diámetro un valor de 3,46 ft.

Generalmente la longitud de la garganta y de la sección divergente se diseñan de tal forma que se optimice la recuperación de presión. Para una recuperación de presión óptima, la longitud de la garganta se diseña generalmente como tres veces el diámetro de la garganta y la longitud de la sección divergente se toma como cuatro veces el tamaño del diámetro de la garganta, Ecuaciones 3.4 y 3.5 respectivamente. [10]

$$l_t = 3 \times D_t \quad (ft) \quad \text{Ecuación [3.4]}$$

$$l_d = 4 \times D_t \quad (ft) \quad \text{Ecuación [3.5]}$$

La longitud de la garganta toma un valor de 10,4 ft, mientras que la longitud de la sección divergente toma un valor de 13,85 ft, lo cual corresponde a valores de 3,15 y 4,22 metros respectivamente.

Finalmente, para terminar el diseño del equipo, la longitud del hidrociclón, que consiste en la parte del equipo donde se separa el agua del gas para que el agua caiga por gravedad hasta el fondo de la torre y el aire limpio abandone el equipo por la cabeza, esta longitud, será un 50% mayor que la suma de la longitud de la garganta más la sección divergente tal como se aprecia en la Ecuación 3.6.

$$l_h = 1,5 \times (l_t + l_d) \quad (ft) \quad \text{Ecuación [3.6]}$$

Siendo así la longitud del hidrociclón de 36,34 ft, lo que corresponde a 11 metros.

De manera adicional se calcula la Potencia del contacto por la contribución de la energía de la corriente de gas, expresada como caballos de fuerza por 1000 pies cúbicos por minuto, para la mayoría de las torres esta potencia domina la cantidad de potencia total y viene dada por la Ecuación 3.7.

$$P_G = 0,157 \times \Delta P \quad \text{Ecuación [3.7]}$$

Siendo ΔP la caída de presión en el Venturi expresada en unidades de pulgadas de agua.

La potencia por la energía de la corriente de gas toma un valor de 0,95 caballos de fuerza por 1000 pies cúbicos por minuto.

Por otra parte, de manera análoga también existe una potencia por la contribución de la corriente líquida, también expresada en caballos de fuerza por 1000 pies cúbicos por minuto, que viene dada por la Ecuación 3.8. [10]

$$P_L = 0,583 \times pL \times \left(\frac{L}{G}\right) \quad \text{Ecuación [3.8]}$$

Siendo:

- pL La presión del líquido de entrada en unidades de psig.
- (L/G) La relación líquido gas en unidades de galones por pies cúbicos.

El rango de presión del líquido de entrada en un Venturi se encuentra entre valores de 0,5-2 psig, en este caso el líquido se inyecta en el Venturi a 2 psig, y la relación L/G será de 0,002 galones por pies cúbicos, tomando un valor la potencia por la corriente líquida de 0,002 caballos de fuerza por 1000 pies cúbicos por minuto, como puede observarse corresponde con un valor despreciable con respecto a la potencia por la contribución de la corriente gaseosa.

Por otra parte, aparte del Venturi diseñado, este tipo de equipo conlleva asociado una instalación más compleja, la cual recicla la mayor parte del líquido residual utilizado, haciéndolo pasar por filtros en batería para reducir la concentración de partículas, y como se mencionó anteriormente, aproximadamente un 10-20% del líquido utilizado se deshecha, reduciendo así la concentración, por lo cual es importante una instalación capaz de abastecer de agua al sistema y de evacuar agua con carga de partículas del mismo.

Para todo ello, aparte de la torre como tal, será necesario un tanque de recirculación, donde se almacena el líquido del circuito, una bomba centrífuga para dotar al líquido de presión suficiente para recorrer el circuito y filtros para remover el sólido concentrado en el líquido, esta disposición se detalla en la Figura 22.

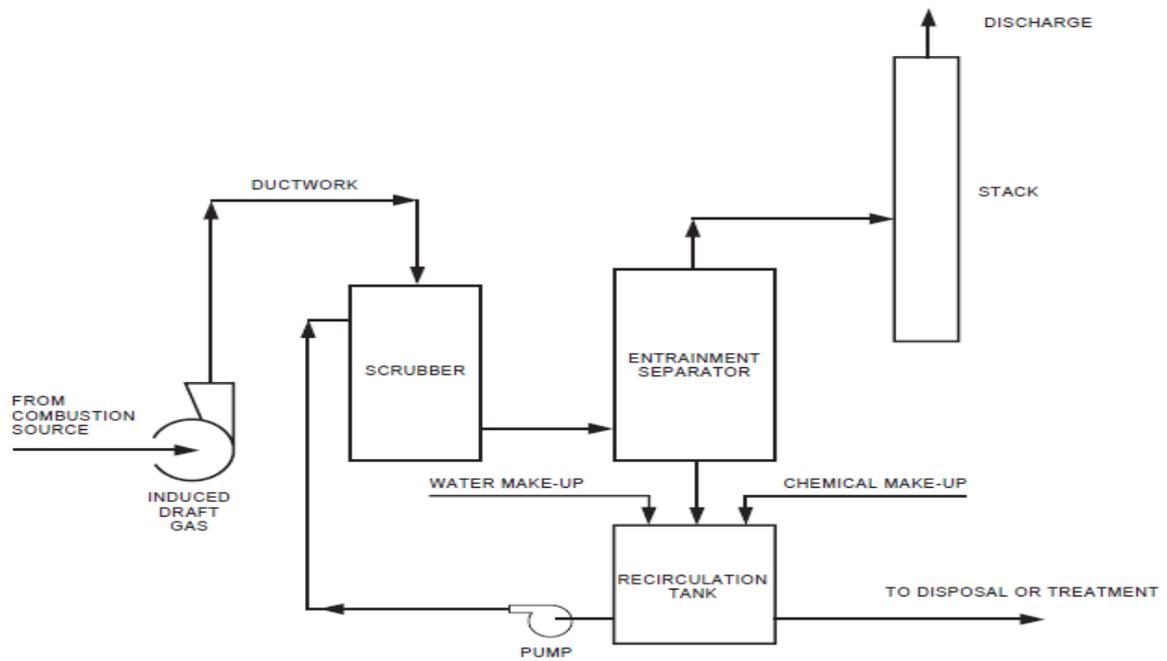


Figura 22. Equipos auxiliares y circuito Venturi [10]

Esta necesidad intrínseca de disponer de una mayor cantidad de equipos, hace que el espacio necesario, así como la probabilidad de fallo o parada del sistema eleve, así como el precio total del equipo.

5 ANÁLISIS ECONÓMICO

En este apartado, se determinan los costes, tanto de inversión como los costes de operación de cada equipo diseñado. Es de vital importancia un correcto análisis de estos costes, planteando una vida útil de los equipos, para así determinar el coste total de los equipos, frente al mismo panorama temporal.

Levar a cabo una comparación de los costes totales en un panorama determinado de tiempo, en el caso de tener más de una opción válida, como resulta ser este estudio, en el que tres equipos cumplen las especificaciones de rendimiento espacio y viabilidad, es necesario, pues, resulta que el factor determinante a la hora de la selección será el resultado que arroje este análisis económico

Es decir, el equipo que menor coste en un determinado plazo de tiempo presente, tanto de inversión como de operación, a priori, sin haber entrado demasiado en los efectos que tendría la implantación de cada equipo en la planta, que se realizará en el siguiente apartado, será el que mejor se postule para la selección final puesto, que, para cualquier empresa, la opción más atractiva suele ser (en caso de alternativas que cumplan las especificaciones) la más económica para la compañía.

El método elegido para la comparación será el criterio del valor actual neto (VAN), el cual consiste en actualizar los cobros y pagos de un proyecto para conocer cuánto se va a ganar o va a costar una inversión en un periodo determinado de tiempo, generalmente la vida útil de una maquinaria, equipo u objeto principal de la inversión. Para ello se actualizan todos los flujos de caja al momento actual (capitalización) a un tipo de interés determinado o coste del dinero para la empresa. Este método suele ser generalmente utilizado para la valoración de distintas opciones de inversión, con el VAN de cada inversión se conocerá con cuál de ellas se va a obtener una mayor ganancia o en su defecto como sería el caso de este estudio, al no haber ingresos, cuál será la de menor coste para la empresa. El VAN que resulte ser más bajo, es decir, menos costes para la empresa será la inversión más atractiva económicamente.

La fórmula del valor actual neto, viene dada por la Ecuación 5.1.

$$VAN = -I_0 + \sum_{i=1}^n \frac{CF_i}{(1+k)^i} \quad \text{Ecuación [5.1]}$$

Siendo:

- I_0 El coste de la inversión inicial, el coste total del equipo hasta su puesta en marcha evaluado en el año cero.
- n El periodo de duración o evaluación de la inversión.
- CF_i Cash flow de cada año, diferencia entre entradas y salidas de dinero, descontándole los impuestos.
- k Tasa de descuento de la inversión, el coste del dinero de la inversión para la empresa.

Como cualquier método de análisis económico, el valor actual neto presenta varias principales ventajas, pero también inconvenientes, las principales ventajas destacables serían su facilidad de cálculo, proporciona útiles predicciones sobre los efectos de los proyectos de inversión sobre el valor de la empresa, además tiene en cuenta los diferentes vencimientos de los flujos de caja. Por otra parte, las principales desventajas destacables destacan la dificultad de determinar la tasa de descuento de la inversión, que, en el caso del estudio de equipos para una refinería, se tomará como un 10% como manera estimativa, siendo este un valor promedio. Así como la subjetividad de ciertos cash flows lejanos en el tiempo.

Por tanto, para comenzar este análisis habrá que determinar primero el coste de cada equipo, desde el coste básico hasta irle sumando los costes por instrumentación, equipos auxiliares, los costes de transporte, hasta determinado el coste del equipo comprado, en valor de euros de 2018, este valor correspondería con la inversión inicial.

Tras la determinación de la inversión inicial, para terminar de caracterizar la inversión, habrá que determinar un horizonte temporal en el cuál se valorará la inversión, este debe ser un horizonte razonable, real, que coincidirá con la estimación de la vida útil de los equipos.

Una vez determinado el coste de la inversión inicial y el horizonte temporal de la inversión se procederá a calcular de manera estimativa, mediante diferentes métodos encargados de aproximar los gastos operacionales de cada equipo, en función de datos experimentales, para poder calcular los cash flow de los diferentes años de la inversión, comparando el resultado del VAN de puede hacer una valoración de la inversión menos costosa.

Generalmente, los datos estadísticos para calcular los costes de los equipos sobre todo las ecuaciones estimativas de costes, son referidas a años anteriores a cuando se realiza el estudio o la inversión, por tanto estos resultados son necesarios, por el cambio del valor del dinero con el paso de los años, convertirlos a un valor real, al año en el cuál se realiza la inversión, para ello se cuentan con índices tabulados para la industria química, aunque los dos más empleados son los Índices de costes de Marshall & Swift e índices de coste de plantas de ingeniería química (CEPCI). [12]

La ecuación para el cálculo del equipo en el año que se realiza la inversión quedaría de la forma expresada en la Ecuación 5.2. [12]

$$\frac{C_x}{C_y} = \frac{I_{Año\ x}}{I_{Año\ y}} \quad \text{Ecuación [5.2]}$$

Siendo:

- C_x y C_y El coste del equipo en el año x y del año y respectivamente.
- $I_{Año\ x}$ y $I_{Año\ y}$ Los índices de costes de plantas de ingeniería química (CEPCI) del año x e y .

De esta manera, conociendo o calculando el coste de un equipo en un año, con estos índices pueden convertirse los valores al año de la inversión. En la Tabla 10 se muestran los índices de costes de plantas de ingeniería química, desde el año 1990 hasta 2015.

Año	CEPCI	Año	CEPCI	Año	CEPCI
1990	357,6	1999	390,6	2008	575,4
1991	361,3	2000	294,1	2009	511,8
1992	359,2	2001	194,3	2010	504,2
1993	368,1	2002	395,6	2011	518,3
1994	368,1	2003	401,7	2012	520,9
1995	381,1	2004	444,2	2013	567,3
1996	181,7	2005	468,2	2014	576,1
1997	386,5	2006	499,6	2015	580,0
1998	389,5	2007	525,4		

Ref. DEI_Costes_02

T; Tabla 10: índice de costes (CEIP) [12]

Se aprecia que el último año más reciente es 2015 y el estudio de la inversión se realiza en 2018, por tanto, para obtener un valor estimativo que contenga poco error, se procede a calcular mediante una regresión de mínimos cuadrados, calculando la ecuación de una recta que se aproxima a la tendencia de la gráfica del índice de precio en función del año, la Figura 23 representa dicha gráfica.

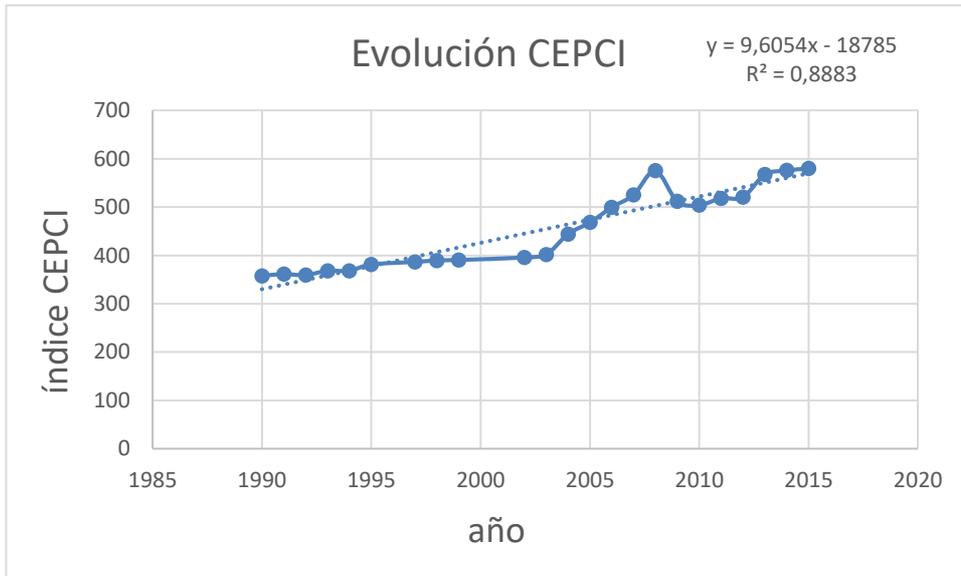


Figura 23. Evolución CEPCI desde 1990 hasta 2015.

De esta manera, se obtiene la ecuación de la recta, dada por la Ecuación 5.3, sin más que calcular el índice sustituyendo x por el año 2018 para obtener un índice aproximado.

$$I_{CEPCI} = 9,6054 x - 18785 \quad \text{Ecuación [5.3]}$$

Siendo:

- I_{CEPCI} El índice CEPCI en el año de la inversión, 2018.
- x El año de la inversión, 2018.

El valor del índice CEPCI para 2018 resulta ser, para 2018 de 598,2. Este índice será común para los tres equipos diseñados.

Cabe destacar, que los principales costes a tener en cuenta a la hora de estimar la inversión de un equipo se agrupan en Costes de compra, en los que se engloban los costes del equipo más los equipos auxiliares, la instrumentación, los impuestos de ventas, y el transporte. Todos estos costes corresponderían con el coste del equipo comprado e instalado.

Por otra parte, se sitúan los costes de instalación, agrupados en costes de instalación directos e indirectos. Los directos engloban costes tales como cimientos y soportes, manejo y erección, instalaciones eléctricas y plomería mientras que los costes de instalación indirectos engloban principalmente el coste de la ingeniería, los gastos de construcción y terreno, los honorarios del contratista, la puesta en marcha y las contingencias.

La suma de todos los costes mencionados anteriormente correspondería al valor total de la inversión del equipo.

Aparte de la inversión, como se comentó anteriormente, existen los costes operacionales, estos costes son anuales, y principalmente consisten en el consumo eléctrico, para equipos como el filtro electrostático o el filtro de mangas, el agua en el caso de la torre Venturi, el seguro de los equipos, así como la mano de obra encargada del manejo de los equipos, mantenimiento y cargos administrativos.

Mediante la suma de los costes anuales de operación y en ausencia de flujo de entrada de dinero, se calcula el coste anual derivado del uso del equipo, que, aplicándole un crédito fiscal industrial del 30% debido al carácter negativo de la inversión, daría el resultado del cash flow anual, que en el caso de este estudio se tomará como constante a lo largo del periodo de estimación de la inversión.

5.1. Análisis económico precipitador electrostático

El precio de un electrofiltro de placas de diseño convencional es relativamente predecible en función de la superficie total de captación. Así, existen determinadas correlaciones que pueden servir como referencia para una estimación del coste de estos equipos. La correlación utilizada en este estudio será basada en la estimación de Neveil, publicadas en 1978, según las cuales el precio de coste de un electrofiltro con aislamiento térmico, en dólares USA en 1977 viene dada por la Ecuación 5.1.1, en función de la superficie de captura en (ft²).

$$P_{CFiltro} = 134.150 + 4,42 \times S \quad \text{Ecuación [5.1.1]}$$

Siendo S la superficie real de captura en ft² calculada en el diseño del equipo. De esta manera, el área de diseño son 665 m², lo que suponen 7165 ft², por tanto, el coste del equipo tomaría un valor de 158.210,2 \$ de 1977, este valor representa solo el coste individual del equipo, sin tener en cuenta los costes posteriores hasta la puesta en marcha del equipo.

En la Figura 24, se muestra una gráfica del coste del filtro frente al rendimiento aportado por este, se observa, que un rendimiento de diseño 90%, sería un valor óptimo puesto que, a partir de ese rendimiento, la pendiente de la gráfica comienza a subir, es decir, por cada unidad de rendimiento que se consigue, aumenta el precio de manera más notable, puesto que el rendimiento va acercándose al máximo de manera asintótica.

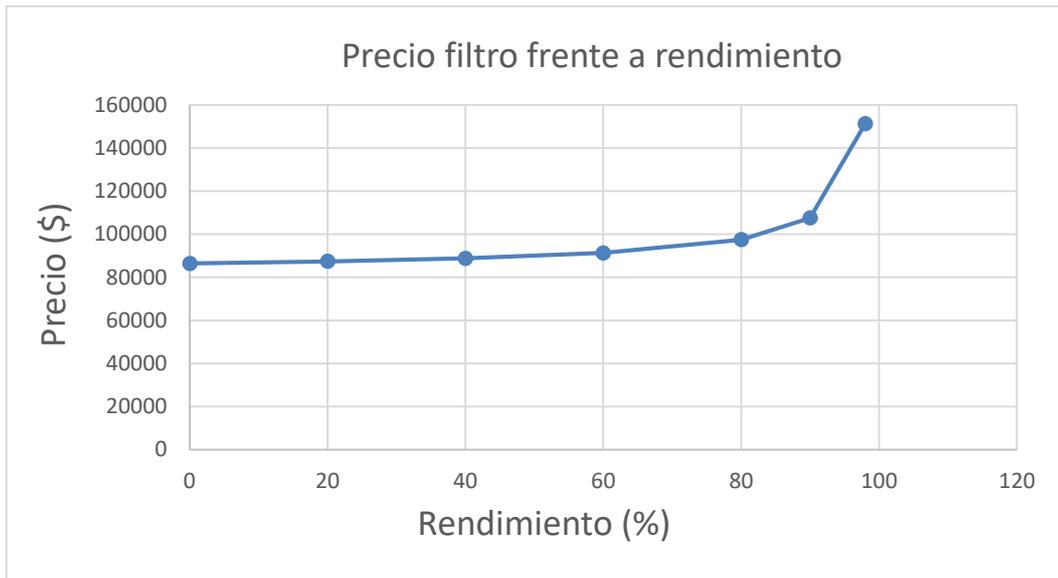


Figura 24. Gráfica precio (\$) frente a rendimiento.

La pendiente de la Figura 24, se mantiene prácticamente inalterable, desde un rendimiento de un 0% hasta un 80%, esto quiere decir que domina el factor constante de la Ecuación 6.4, de 86.400 puesto que el área es pequeña y el segundo término de la ecuación se hace poco apreciable, sin embargo, conforme aumenta el rendimiento entre 80 y 90% el área comienza a incrementarse más rápidamente, la pendiente de la gráfica aumenta, sin embargo, la pendiente aumenta más notoriamente entre un rendimiento de 90 y 99% puesto que el área se dispara, debido a la alta eficiencia de captación necesaria por tanto, se dispara el precio.

Esta Gráfica no hace más que justificar la elección del rendimiento de diseño con respecto al precio del filtro, una elección óptima.

Tras el cálculo del precio base del filtro electroestático, tal y como se detalla en la Tabla 11, se deberá calcular el precio de la instrumentación, los impuestos y el transporte, para obtener un valor del coste total del equipo comprado. Dichos costes corresponden a un 10, 3 y 5% respectivamente del precio base del filtro.

Artículo de Costo	Factor
Costos Directos	
Costo de Compra de equipo	
PES + equipo auxiliar	Como estimado, A
Instrumentacion	0.10 A
Impuestos de venta	0.03 A
Transporte	0.05 A
Costo de equipo comprado, PEC	B = 1.18 A
Costos de instalacion directos	
Cimientos & soportes	0.04 B
Manejo & ereccion	0.50 B
Electrico	0.08 B
Plomeria	0.01 B
Aislamiento de ductos ^a	0.02 B
Pintura	0.02 B
Costos de instalacion directos	0.67 B
Preparacion de terreno	Como requerido, SP
Edificios	Como requerido, Bldg.
Total de Costos Directos, DC^b	1.67 B + SP + Bldg.
Costos Indirectos (instalacion)	
Ingenieria	0.20 B
Gastos de construccion y terreno	0.20 B
Tarifas de contratista	0.10 B
Inicio	0.01 B
Prueba de Desempeno	0.01 B
Estudio de modelo	0.02 B
Contingencias	0.03 B
Total de Costos Indirectos, IC	0.57 B
Inversion Total de Capital= DC + IC	2.24 B + SP + Bldg.

Tabla 11: Costes filtro electroestático [8]

Sin más que calcular el porcentaje mencionado del precio base del filtro, los costes de instrumentación serán de un valor de 15.821,62 \$, los impuestos totales por valor de 4.726 \$ y los costes por el transporte del equipo hasta el punto de uso 7.376,5 \$, quedando el coste del equipo total comprado como la suma de los costes anteriores, 186.682,6 \$.

Una vez calculados los costes de compra, se procede al cálculo de los costes directos de instalación que principalmente son los costes por manejo y erección, instalaciones eléctricas y plomería cuyo porcentaje corresponden a los detallados en la Tabla 11, así toman un valor para el manejo y erección de 93.346,5 \$, 11.213 \$ de instalaciones eléctricas y 1.868 \$ de plomería. Los costes directos de instalación toman un valor de 85.407 \$ de 1977, corresponde a un 65% del total del coste de compra del equipo.

Por último, en la estimación de la inversión de capital tota caben destacar los costes de instalación indirectos, donde destacan los costes de la ingeniería, la construcción y el acondicionamiento del terreno, los honorarios de los contratistas que se encargan de la construcción, las pruebas para la puesta en marcha y los gastos por

posibles contingencias. El coste de la ingeniería para un precipitador electroestático corresponde a un 20% del coste del equipo comprado, en este caso un valor de 37.378 \$ mientras que la construcción y terreno, corresponde a un valor similar al de la ingeniería, los honorarios de los contratistas por su parte, suponen aproximadamente la mitad del valor de la construcción, es decir, 15.234 \$, mientras que los costes de la puesta en marcha y posibles contingencias suponen un 4% del coste del equipo comprado, 5.605 \$. El coste de instalación indirecto alcanza un valor de 69.315 \$.

Habiendo obtenido los valores de todos los costes de la inversión de capital para el caso del electrofiltro, solo habrá que sumar dichos costes, siendo su totalidad montante de 394.098,7 \$ de 1977, que al cambio a euros y al año de la inversión, 2018, supondría un valor total de 914.308,4 €.

Por otra parte, además del coste de inversión relacionado con la compra e instalación del equipo, también habrá que contabilizar el coste del enfriador de gases DEKA cuyo coste de mercado se sitúa en 60.000 € [11]. El coste de inversión total sería de

Una vez calculados los costes relacionados con la inversión de capital, para el análisis completo en un marco temporal, es necesario el cálculo de los costes anuales de operación, para así poder proceder a calcular los cash flow de cada año y determinar el VAN de la inversión total.

En el caso concreto de un precipitador electroestático, los costes operacionales con mayor repercusión en la inversión, serían los costes de consumo eléctrico, debido a que el equipo opera mediante fuerzas eléctricas, los costes de mantenimiento anuales, para corroborar el correcto funcionamiento del equipo, así como los costes de la mano de obra del mantenimiento.

Por otra parte, a los costes mencionados anteriormente, derivados del uso del equipo hay que añadir costes administrativos tales como seguros y diferentes cargos administrativos.

Así, para el cálculo del gasto anual de electricidad, siendo conocidos el área de captación del equipo y las horas de operaciones anuales, mediante la Ecuación 5.1.2 se calculan los (kWh/año) [8]:

$$EP = 1,94 \times 10^{-3} \times A \times \theta \quad \text{Ecuación [5.1.2]}$$

Siendo:

- EP La energía anual de operación (kWh/año)
- A Área de captación (ft²)
- θ Tiempo de filtración anual (horas/año)

El área de captación de diseño es 7165 ft² y las horas de operación, de manera media en una refinería son 16 horas diarias, por tanto, al año, serían 5840 horas de operación, la energía anual de operación en un año sería

de 81174,8 kWh. El coste del kWh en España tiene un valor medio de 0,14 € [13] por lo tanto, el gasto anual en electricidad es de 11364,5 €.

El coste de la energía eléctrica, es función del rendimiento del equipo, es decir, a mayor rendimiento requerido, mayor gasto en energía eléctrica, en la Figura 25 se muestra dicha función del gasto energético frente al rendimiento del equipo.

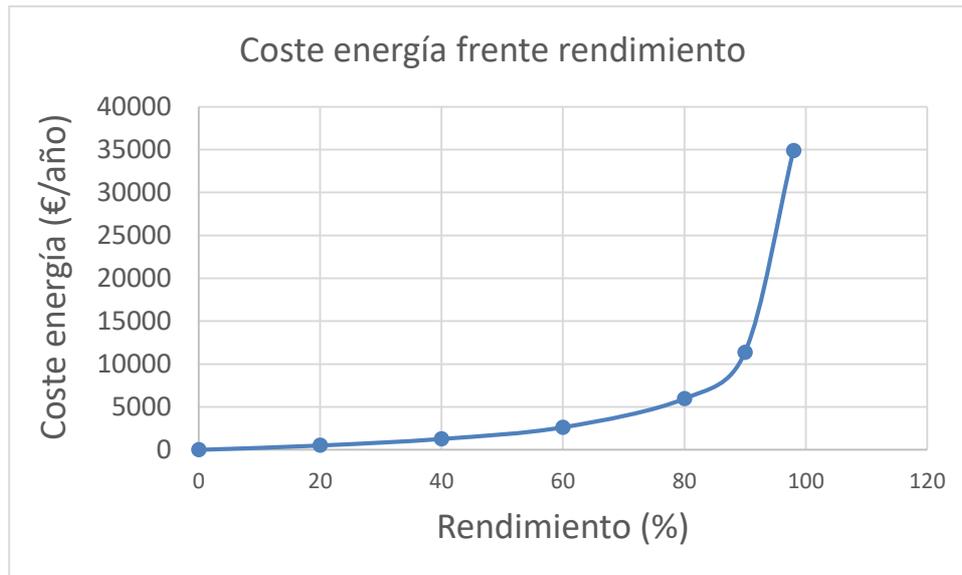


Figura 25. Coste electricidad anual frente rendimiento.

Se aprecia, como sucedía con el coste del equipo frente a un determinado rendimiento, que la tendencia inicial, hasta un rendimiento del 80% es de poco consumo, debido a que los rendimientos son relativamente bajos, mientras que para rendimientos a partir de un 90% la tendencia de la gráfica aumenta con una pendiente asintótica, es decir un pequeño aumento en el rendimiento, resultaría un gran aumento en el gasto de electricidad.

Por otra parte, el gasto en mantenimiento, así como la mano de obra viene dado por la Ecuación 5.1.3:

$$MC = 0,01 \times (FCC) + \text{mano de obra} \quad \text{Ecuación [5.1.3]}$$

Siendo *FCC* el coste del equipo comprado, que resulta ser de 433.116,1 € y el coste de la mano de obra, que para *PES* menores de 50.000 ft² se calcula multiplicando el área del *PES* por 0,825, quedando un coste total de 9.580 €.

El coste del seguro del equipo, resulta un 1% del coste del equipo comprado, aproximadamente 4.300 € al año, y los costes administrativos resultan un 1,5% del coste del equipo comprado, siendo este coste de 4742 €.

La suma de todos los costes anuales, para el precipitador electrostático toma un valor de -27.692,6 €, a este coste, se le realiza un descuento, por efecto fiscal de un 30 %, siendo este ahorro de 8.157 €, por tanto, el cash flow anual será de -19.035 €.

Mediante la Ecuación 6.1, conociendo el coste de la inversión de capital total, consistente en la suma del coste total del PES más el enfriador, de 974.308,4 €, y el cash flow, -19.035 € anuales, el VAN del precipitador electrostático, en 20 años, será de -1.239.477,3 €.

5.2. Análisis económico filtro de mangas

El precio de un filtro de mangas industrial depende básicamente del tipo de limpieza empleado, así como de la superficie total de filtración y de varios factores de encarecimiento tales como la posible construcción en acero inoxidable o el aislamiento térmico y el factor para el material empleado en las mangas. Para la estimación del precio de un filtro, se pueden emplear las correlaciones empíricas obtenidas por Neveril, Price y Engdahl en 1978 dada por la Ecuación 5.2.1 [9]:

$$P = P1 + P2 + P3 \quad \text{Ecuación [5.2.1]}$$

Donde:

- $P1$ Es el precio básico del filtro (sin aislamiento y acero al carbono)
- $P2$ Sobrecoste debido a la construcción en acero inoxidable
- $P3$ Sobrecoste por aislamiento térmico

Para el caso de un filtro de mangas destinado a la operación en refinería, donde los gases de salida del equipo son expulsados a la atmósfera, con aislamiento térmico, por tanto, el coste del básico del equipo se calcula mediante la suma de $P1$, $P2$ $P3$.

Cada uno de los factores viene dado como función del área neta en pies cuadrados (AFN), por una expresión del siguiente tipo:

$$P_i = a_i \times b_i \times AFN \quad \text{Ecuación [5.2.2]}$$

Siendo a_i y b_i constantes dadas en la Tabla 12 dependientes del tipo de limpieza del filtro.

Constantes de los factores de coste de filtros de mangas

Constante	Sacudidas	Tipo de filtro	
		Aire inverso	Pulsos
a1 (US\$)	6.660	25.680	5.370
b1 (US\$/ft ²)	3,50	3,00	7,60
a2 (US\$)	7.340	11.620	1.650
b2 (US\$/ft ²)	1,90	1,79	5,00
a3 (US\$)	2.280	11.200	4.910
b3 (US\$/ft ²)	1,77	1,66	2,40
a4 (US\$)	2.260	1.690	0
b4 (US\$/ft ²)	0,25	0,32	0

Tabla 12: constantes de los factores a y b [9]

El filtro de mangas diseñado en este estudio, se basaba en un tipo de limpieza por chorros pulsantes, por lo que el factor a_1 se tomará como 5370, el a_2 como 1650 y el a_3 4910, mientras que el factor b_1 valdrá 7,6, el b_2 5 y el b_3 2,40.

Por lo tanto, con el área de filtración neta diseñada, de 17.655 ft² y los factores calculados anteriormente, podrá determinarse P_1 , P_2 y P_3 , los cuales toman un valor de 20.957, 11.904 y 9.832,3

\$ de 1978 respectivamente.

La suma de los tres factores sería de 42.693 \$ de 1978 siendo este el precio básico del equipo, construido con acero inoxidable, sin aislamiento térmico y sin tener en cuenta el factor corrector del material utilizado para las mangas.

Los factores en función del material utilizado para las mangas vienen dados en la Tabla 13, mostrada a continuación.

Tejido	Máxima Temperatura (°C)		Resistencia a ácidos	Resistencia a álcalis	Resistencia a flexión	Costo Relativo
	Sostenida	Puntual				
Algodón	80	110	M	B	B	1
Lana	95	120	MB	M	R	2,75
Nylon	95	120	R	MB	MB	2,5
Dynel	70	115	B a MB	MB	B	3,2
Polipropileno	95	120	MB	MB	MB	1,75
Orlón	125	135	B a MB	R	R	2,75
Dacrón	135	160	B	B	MB	2,8
Nomex	205	260	R	MB	MB	8
Teflón	205	260	MB	MB	R	30
Fibra de vidrio	290	315	R a B	R	M	5,5
Polietileno	95	-	MB	MB	B	2

NOTA: M = mala; R = regular; B = buena; MB = muy buena.

Tabla 13: característica de los materiales. [9]

El precio real del filtro, contando con el material de las mangas será de 5,5 por el valor básico del filtro calculado anteriormente y material de diseño seleccionado, que cumple las exigencias impuestas por la temperatura y

presión de los gases, es el Fibra de vidrio, que como puede apreciarse tiene un factor de material con un valor de 5,5, por tanto, el será de 234822,4 \$ de 1978.

Tras el cálculo del precio básico del filtro, contando con el material de las mangas, la construcción con acero inoxidable se debe calcular, como se hizo anteriormente en el caso del precipitador electrostático los costes de la instrumentación, transporte y los impuestos, para así hallar el coste de compra total.

Los costes de compra, así como los de instalación directos e indirectos para un filtro de mangas se recogen en la Tabla 14.

<u>Elementos de Costo</u>	<u>Factor</u>
<u>Costos Directos - DC</u>	
Costos de Equipo Adquirido	
Filtro de tela (costo de equipo) + bolsas + equipo auxiliar	Tal como sea estimado, A
Instrumentación	0.10 A
Impuestos sobre la venta	0.03 A
Transporte	<u>0.05 A</u>
Costo de Equipo Adquirido (PEC)	B = 1.18 A
Costos Directos de Instalación	
Cimientos y soportes	0.04 B
Manejo y erección	0.50 B
Sistema eléctrico	0.08 B
Tubería	0.01 B
Aislamiento para el sistema de conductos ^b	0.07 B
Pintura ^c	<u>0.04 B</u>
Costo Directo de Instalación	0.74 B
Site preparation - SP (preparación del sitio)	Tal como sea requerido, SP
Edificaciones	Tal como sea requerido, Edif.
Costo Directo Total (DC)	<u>1.74 B + SP + Edif.</u>
<u>Costos Indirectos - IC (instalación)</u>	
Ingeniería	0.10 B
Gastos de construcción y campo	0.20 B
Honorarios del constructor	0.10 B
Inicio de obra	0.01 B
Prueba de rendimiento	0.01 B
Contingencias	<u>0.03 B</u>
Costo Indirecto Total (IC)	0.45 B
Inversión de Capital Total (TCI) = DC + IC	<u><u>2.19 B + SP + Edif.</u></u>

Tabla 14: Factores de coste filtro de mangas [9]

Los costes de instrumentación, impuestos y transporte, corresponden a un 10, 3 y 5% respectivamente, los cuales corresponden a un valor para los costes de instrumentación de 23.482 \$, los costes del transporte del equipo 11.145,4 \$ y los costes por impuestos 6.650 \$ de 1978.

Así, el coste total de compra del filtro de mangas en 1978 es de 276.099,4 \$.

Tras el cálculo del coste de compra, para el cálculo del coste total habrá de calcular los costes de instalación, directos, tales como cimientos y soportes, manejo y erección, sistema eléctrico y tuberías.

Los costes por cimientos y soportes corresponden a un 4% del coste de compra del equipo, 10.494 \$, los costes de manejo y erección serían del 50% del coste de equipo comprado, una totalidad de 135.022,6 \$ mientras que los costes del sistema eléctrico y tuberías, de un 8 y 1% respectivamente serían un total de 24.302 \$. Siendo los costes de instalación directos totales de 169.819 \$ de 1978.

Para terminar la estimación de la inversión de capital necesaria, solo queda el cálculo de los costes de instalación indirectos, como los gastos de ingeniería, los gastos de construcción y los honorarios de los contratistas, el coste de puesta en marcha y los costes por posibles contingencias.

Así, dichos costes corresponden en el caso del filtro de mangas, a 27.000,2 \$ (10%) para la ingeniería, 40.050,5 \$ para la construcción y los honorarios del contratista (15%) y 10.435 \$ (1 y 3% respectivamente) para la puesta en marcha y posibles contingencias.

Todos los costes calculados están basados en 1978, cuyo índice de costes de plantas de ingeniería química era de 219 [15] por tanto, para actualizarlo al precio real de 2018, siendo el índice de este año de 598,2, habrá que multiplicar los costes de 1978 por un factor de valor 2,7.

El coste de inversión total de 1978 es de 507.686,3 \$ por tanto en 2018 tendría un valor de 1.370.752,5 \$ que corresponde a un total de 1.096.601,2 €.

Como en el caso del PES, al coste de la inversión del equipo, habrá que sumarle el coste del enfriador DEKA, detallado anteriormente, el cual tiene un coste de mercado de 60.000 €, por tanto, la inversión total sería de 1.156.601,2 €.

En este caso, a diferencia del precipitador electrostático, la energía eléctrica no será un coste elevado. Sin embargo, este equipo requiere de mano de obra de operación, la cual se encuentra en un rango de 2 a 4 horas por turno, así como mano de obra de mantenimiento que será de 1 hora por turno y los gastos en aire comprimido para el sistema de limpieza. Aparte los gastos anuales por seguro y administrativos.

Así, para la estimación de los gastos en energía eléctrica se utiliza la Ecuación 5.2.3.

$$P = 0,053 \times A \qquad \text{Ecuación [5.2.3]}$$

Siendo:

- P potencia total consumida en (kWh/año)

- A Superficie total de filtración (ft²)

La superficie total de filtración de diseño tomaba un valor de 22.068,65 ft² por lo tanto, la potencia consumida anualmente será de aproximadamente de 1169,6 kWh, siendo el coste del kW 0,14 € [13], el coste anual en electricidad será de 165 €.

El gasto para la mano de obra de operación, se estimará, suponiendo que el tamaño del equipo diseñado no es excesivamente elevado, en 2 horas diarias y con un salario por hora de los técnicos de 12 €, Así, el gasto anual de la mano de obra de operación ascendería a un total de 8760 €. Y el gasto de mantenimiento, estimándose 1 hora diaria, con el mismo salario por hora, sería de 4380 €.

El gasto de aire comprimido para el sistema de limpieza se estimará conociendo el coste, de 0,2 € por 1.000 ft³ de aire comprimido. Usualmente, para filtros de mangas de este tamaño, la relación de consumo de aire comprimido típica oscila entre 1 y 2 ft³ de aire comprimido por cada 1.000 ft³ de gas tratado (9). Por tanto, si el caudal de aire tratado es de 8.474.400 ft³/h, el caudal de consumo de aire comprimido, tomando un Ratio de 1,5 ft³ de aire comprimido por cada 1.000 ft³ de aire tratado, será de 12.711,6 ft³/h, conociendo el coste de cada 1.000 ft³, el gasto de aire comprimido por hora será de 2,54 €, siendo el número de horas de operación anuales de 5.840 (16 horas diarias medias), el gasto total de aire comprimido será de 14.833,6 €.

Por último, los costes de seguro corresponden a un 1% del coste de compra total del equipo y los costes de cargos administrativos a un 1,5% del mismo. El coste total de seguro anual asciende a 5.678,6 € y el coste administrativo a 8517,9 €.

El total de los gastos anuales asciende a -43.503,1 €, el ahorro fiscal (30%) será de 13.050,9 €, por lo tanto, el cash flow anual sería de -30.452,2 €.

Para el cálculo del VAN, no hay más que sustituir en la Ecuación 6.1 el coste total de la inversión, y el cash flow anual, siendo el valor final de -1.446.822,19 €.

5.3 Análisis económico lavador Venturi

El precio base de un lavador tipo Venturi de baja energía depende básicamente del caudal de aire residual tratado, sin embargo, en comparación con los otros dos equipos analizados anteriormente, el Venturi necesita de equipos auxiliares, para disponer y tratar el líquido utilizado por lo que el precio en este caso, no solo vendrá determinado por el precio base del equipo, sino también por el precio del resto de equipos necesarios.

Las ecuaciones para el cálculo del precio base de un tipo Venturi se basan en regresiones de mínimos cuadrados basados en datos de costos proporcionados por diferentes proveedores (bibliografía EPA), este coste básico incluye los siguientes equipos [10]:

- Venturi baja energía
- Sistema de inyección de líquido
- Hidrociclón
- Eliminador de rocío

El coste adicional debido al circuito auxiliar incluye los siguientes equipos:

- Bomba de reciclaje
- Válvulas y tuberías
- Instrumentación básica y controles

El coste del paquete Venturi varía de manera proporcional a la razón del flujo volumétrico del gas residual saturado. Para el cálculo del coste del Venturi, se utiliza el flujo de gas saturado ya que el flujo real puede variar en función de la temperatura, presión y humedad.

Siendo conocida la densidad del gas saturado, calculada en el capítulo del diseño de la torre, de 0,09 lb/ft³, que correspondería a 1,43 g/l, no hay más que corregir el caudal real de 2.359,95 ft³/s con una densidad de 1,19 g/l, siendo por tanto el caudal de gas saturado estimado de 2.831,94 ft³/s.

Así, el cálculo del coste para un paquete Venturi de baja energía en dólares de 2002, construido de acero al carbono viene dado por la siguiente Ecuación:

$$C_{PaVent} = 150 \times Q_{Sat}^{0,56} \quad \text{Ecuación [5.3.1]}$$

Donde:

- C_{PaVent} Coste del paquete Venturi en \$ de 2002.
- Q_{Sat} Flujo saturado de gas residual (ft³/s)

Conociendo el caudal saturado, el coste del paquete básico Venturi, asciende a 118.604,5 \$ de 2002. Este equipo se caracteriza por tratar el gas con líquido, generalmente agua, por lo tanto, es generalmente necesaria la construcción del equipo en acero inoxidable, así, el factor de material para la construcción en acero inoxidable se detalla en la Tabla 15.

Material	Factor de costo de equipo
Acero inoxidable, 304L	1.08 - 1.16
Acero inoxidable, 316L	1.25 - 1.40
Plástico reforzado con fibra de vidrio (<i>FRP</i>)	1.6 ¹
Recubierto de caucho	1.6 ¹
Recubrimiento de epoxi	1.1 ¹

Tabla 15: Factor material de construcción [10]

Para un Venturi de baja energía, de dimensiones medias, el factor de construcción en acero inoxidable 304L, será de media de 1,12 aproximadamente, lo que encarecería el coste del equipo a 132.837 \$ de 2002.

Este precio, corresponde al coste del Venturi, hidrociclón, sistema de inyección y del eliminador de rocío.

Por otra parte, el precio del paquete de equipos auxiliares, que incluye bomba de recirculación del líquido, válvulas y tuberías y filtros para el líquido, se torna alrededor del 80% del coste del paquete Venturi (Apuntes EPA), siendo dicho coste de 106.269,6 \$ de 2002.

El coste base de la compra del equipo será de 239.106,6 de 2002.

Como ya se realizó con anterioridad, a este precio base, habrá que añadirle los costes de montaje de la instrumentación e impuestos, así como los costes de instalación tanto directos como indirectos, todos ellos detallados en la Tabla 16.

Concepto	Factor
Costos Directos	
Costos de equipo comprado	Según se estimó, A1
Unidad de venturi en paquete	Según se estimó, A2
Costos auxiliares	A = A1 + A2
Costos de equipo	
Instrumentación	0.10 × A
Impuestos sobre venta	0.03 × A
Flete	0.05 × A
Costo de equipo comprado, PEC	B = 1.18 × A
Costos directos de instalación	
Cimientos y soportes	0.06 × B
Manejo y construcción	0.40 × B
Eléctricos	0.01 × B
Tubería	0.05 × B
Aislante para conductos	0.03 × B
Pintura	0.01 × B
Costos directos de instalación, DC	0.56 × B
Preparación del sitio	Según se requiera, SP
Edificios	Según se requiera, Bldg.
Costos indirectos (instalación)	
Ingeniería	0.10 × B
Construcción y gastos en el sitio	0.10 × B
Honorarios del contratista	0.10 × B
Arranque	0.01 × B
Pruebas de funcionamiento	0.01 × B
Estudio de modelo	-
Contingencias	0.03 × B
Costos indirectos totales, IC	0.35 × B

Tabla 16: Costes totales Venturi baja energía [10]

Para determinar el precio de coste total, habrá que añadirle al precio base los costes de instrumentación e impuestos, siendo de un 10 y 3 % respectivamente del precio base. El coste del montaje de la instrumentación tiene un valor de 23.910,6 \$ mientras que el valor de los impuestos será de 7.173,2 \$. Siendo el coste total de compra del Venturi de 270.190,6 \$ de 2002.

Tras la determinación del coste total de compra, se procede al cálculo de los costes de instalación directos, como el coste de cimientos y soportes, el manejo y la erección, de la instalación eléctrica y las tuberías. Todos los porcentajes de la Tabla X, referidos al coste total de compra.

El coste de cimientos y soportes de un 6%, asciende a 16.211 \$, el coste por manejo y erección (40%) hasta un valor de 108.076,4 \$ y los costes de la instalación eléctrica y tuberías, toman un valor de 4.023 \$ en total.

Por su parte, los costes indirectos de instalación, como son la ingeniería la construcción y gastos en el sitio y los honorarios del contratista los tres costes de un 10% cada uno, suman un 30% del coste de compra total, correspondiente a 81200 \$, mientras que los gastos por contingencias y puesta en marcha serán de 6.452 \$.

Sumando los costes calculados, es decir, el precio total de compra, más los gastos de instalación, se obtiene el coste total de la inversión del Venturi de baja energía, este coste total es de 494.448,8 \$ de 2002. Como en el caso de los equipos anteriores, este valor deberá ser actualizado al año de la inversión y convertido a euros.

El índice de coste de plantas de ingeniería química de 2002 es de 395,6 (Apuntes Proceso) y el de 2018 es de 598,2 por tanto, el valor de 2002 deberá ser multiplicado por un factor de 1,5. El coste total de la inversión es de 741.673,2 \$ que corresponde a 593.338,6 €.

Para terminar de caracterizar la inversión, habrá que calcular los costes de operación anuales derivados del uso del equipo.

En este caso, indudablemente, el coste que va a determinar una gran parte del gasto anual será el consumo de agua requerida para captar las partículas, bien es cierto, que al reciclarse un 85% del agua total, el consumo se reduce cuantitativamente hasta un 20% del agua total utilizada en el circuito.

Para determinar el consumo de agua, no hay más que tomar la relación L/G, tomada como 2 galones de líquido por cada 1000 pies cúbicos de gas residual procesados, por tanto, conociendo el caudal de gas procesado, 2359,95 (ft³/s) a partir de la Ecuación 5.3.2, se calcula el caudal de agua necesario para la operación.

$$Q_{Agua} = \left(\frac{L}{G} \right) \times Q_{gas} \quad \text{Ecuación [5.3.2]}$$

Siendo:

- Q_{Agua} Caudal de agua necesario (gal/s)
- $\frac{L}{G}$ Relación líquido-gas galones de líquido por 1000 pies cúbicos de gas
- Q_{gas} Caudal de gas residual (ft³/s)

Por tanto, el caudal de agua necesario será de 4,7 gal/s de agua, que corresponde a 0,0173 m³/s y 62,3 m³/h, el 80% se recircula, y el 20% se deshecha, por tanto, el caudal de agua limpia que se debe añadir al circuito será del 20% del caudal de agua necesaria total, por lo cual, el caudal de agua que se añade al circuito será de 12,46 m³/h. El coste del agua para la industria es de 0,55 €/m³ [14], el coste del agua será así de 6,85 €/h, con una operación anual de 5840 horas, el coste total de agua al año será de 40.0591,2 €.

Este equipo necesita de mano de obra de operación, de al menos un técnico encargado de la supervisión y control del equipo, con una jornada de 5 horas y un salario de 12 €/h por tanto, el gasto en mano de obra de operación será de 21.900 € anuales.

El mantenimiento anual de la torre también es importante, pues es un equipo que lleva asociados un alto número de equipos, y es probable un fallo de alguno de ellos, por lo que el mantenimiento debe ser estricto y

periódico, este coste se toma contando con una hora de mantenimiento por jornada, con un salario de 12 €/h, por lo que el coste asciende a 4.380 € al año.

Como en el caso del precipitador electrostático y del filtro de mangas, será necesario para el Venturi un seguro y unos gastos administrativos, que corresponden a un 1 y 2% respectivamente del coste total de compra del equipo, por lo que estos costes serán de 5.000 € anuales de seguro y 10.000 € de cargos administrativos.

El gasto anual derivado de la operación el Venturi asciende a 82.365,7 €, contando un ahorro fiscal del 30%, que equivale a 24.709,2, el cash flow anual será de -57.668,5 €.

Siendo conocidos el valor del coste total de la inversión y del cash flow anual, mediante la Ecuación 6.1 puede calcularse el coste de la inversión en un marco temporal de vida útil del equipo de 20 años. Este valor del VAN será para el caso del Venturi de baja energía de -1.096.069,12 €.

6 SELECCIÓN DE EQUIPO

En este apartado, una vez realizados los diseños y los análisis económicos de las tres alternativas seleccionadas, se procederá a la comparación de estas, contando las principales ventajas e inconvenientes, extrapolándolo al caso de una refinería, así como el espacio requerido, las posibles consecuencias en la refinería derivadas de la instalación de cada equipo y una comparación de la inversión que se realizaría en cada caso, para así determinar la elección óptima. [5]

Las tres alternativas diseñadas se basan en un precipitador electrostático de placa plana, un filtro de mangas de material fibra de vidrio y un lavador húmedo tipo Venturi de baja energía.

Para comenzar la comparación es necesario conocer qué ventajas y qué inconvenientes posee cada alternativa

El precipitador electrostático presenta principalmente las ventajas siguientes [5]:

- Pueden diseñarse para una eficacia concreta deseada
- Capaz de procesar grandes volúmenes de gases
- Permite recuperar el material recolectado bien sea líquido o sólido
- Capaz de procesar gases a altas temperaturas
- Pequeña caída de presión
- Bajo coste de operación

De las ventajas mencionadas anteriormente para el caso general de un PES, para el caso concreto y particularizado de una refinería, las ventajas más destacables sería la posibilidad de diseño del filtro para una eficacia concreta, ventaja que no posee el filtro de mangas o el lavador húmedo. Por ejemplo, en el caso de este estudio la necesidad necesitada es en el caso más desfavorable de un 90%, por tanto, este tipo de equipos pueden diseñarse para dicha eficacia, ahorrando costes y espacio. Por otra parte, la capacidad de procesar grandes volúmenes de gases es otra gran ventaja, pues el caudal máximo de gas a tratar en una refinería puede llegar a ser muy elevado, hasta de 141.000 (ft³/h) por tanto un equipo capaz de soportar altos caudales es fundamental en una refinería. Otra ventaja destacable para el caso de una refinería es la capacidad de tratar gases a altas temperaturas, puesto que los gases salen del regenerador a alta temperatura, si bien es cierto que dicha energía se aprovecha para la producción de vapor de agua pero aun así la temperatura de salida del enfriador sigue siendo elevada (150 °C), la ventaja de pequeña caída de presión para este caso es menos reseñable, puesto que la presión necesaria para la corriente de gas se regula mediante el expander, aun así cuanto menos caída de presión del equipo, más energía podrá producirse a través del expander, puesto que

se aprovechará más energía mecánica del gas. Por último, del análisis económico se extrae que el coste de operación es el más bajo de las tres alternativas, por lo que es una ventaja que permite un menor coste general de inversión a pesar de un elevado coste de energía eléctrica.

Por otra parte, este tipo de equipo también presentan inconvenientes destacables que son los siguientes [5]:

- Espacio requerido grande
- Poca flexibilidad ante cambios en parámetros de operación
- Alto coste de inversión para eficacias mayores de 98%

Para el caso concreto de una refinería un gran espacio requerido es una gran desventaja puesto que los equipos están dispuestos de manera general de una manera que se optimiza al máximo el espacio disponible, por tanto la colocación de un nuevo equipo que requiera un gran espacio podría ser un auténtico problema, aunque, en el caso del precipitador electrostático diseñado, el espacio no es elevado porque la eficacia deseada de un 90% no llega a ser excesivamente elevada como para que el área de captación necesaria sea muy elevada. Por su parte, la poca flexibilidad en cambios de parámetros de operación no es un gran problema para el caso de un regenerador de FCC puesto que los parámetros son muy constantes, siempre una carga de alimentación similar, mismo catalizador, temperatura y presión. Y el alto coste de inversión, como se calculó en el capítulo de análisis económico, empezaba a ser patente a partir de un rendimiento de un 95%, por tanto, para el rendimiento de diseño, el coste no es excesivo.

Otra alternativa diseñada es el filtro de mangas, equipo que presenta una alta eficacia, de hasta un 99% puesto que puede atrapar partículas extremadamente pequeñas, pero como en el caso del precipitador electrostático también presenta ciertas ventajas e inconvenientes, generalmente las ventajas que se encuentran en este tipo de equipos son las siguientes [5]:

- Muy alta eficiencia de recolección
- Permite manejar flujo de gas muy pequeño o muy grande
- Utilizado para gran diversidad de polvos
- Consumo de energía bajo

Particularizadas para el caso de una refinería, la alta eficacia de recolección, de hasta un 99% no es necesaria para este caso, puesto que sería suficiente con un 90%, por tanto, este “exceso” de eficacia puede provocar un exceso de espacio requerido y coste de inversión, por otra parte, permite operar con una gran diversidad de flujo, tanto en volumen, como característica de partícula, el flujo de gas de una refinería suele ser de cierta manera constante, en volumen y en características de partículas (aproximadamente un 99% son finos de catalizador) por tanto esta tampoco sería una ventaja demasiado reseñable para este caso, por último el bajo

consumo de energía si es una ventaja principal, puesto que un excesivo consumo de energía o agua en una refinería no es demasiado aceptado ni apropiado.

Mientras que las principales desventajas o inconvenientes derivados del uso de este tipo de equipos resultan ser las siguientes [5]:

- Ocupan un espacio grande
- La operación con gases húmedos provoca dificultad en la limpieza de las mangas
- Condiciones extremas de temperaturas o corrosión pueden dañar las mangas

Como se comentó anteriormente un gran espacio ocupado por un equipo en una refinería, cuando se va a instalar por primera vez, es una cuestión muy desventajosa pues puede provocar un gran inconveniente por tanto esta desventaja es altamente reseñable, por otra parte, los gases de salida del regenerador son muy secos, por tanto, la desventaja de la limpieza de las mangas no es reseñable. Sin embargo, la temperatura sí es elevada, aunque la corriente de gas no es corrosiva, aun así, el material de diseño seleccionado (fibra de vidrio) es capaz de soportar hasta 300 °C de temperatura máxima.

Por último, la última alternativa diseñada es un lavador Venturi de baja energía, este equipo presenta una eficacia menor que el filtro de mangas, pero que cumpliría la eficacia mínima requerida del 90%, se caracteriza por un bajo consumo de energía y por una pérdida de carga baja, entorno a 150 mmH₂O.

Como en los otros dos casos anteriores también presenta ventajas e inconvenientes, generalmente las ventajas son las que siguen [5]:

- Eficacia de recolección relativamente alta
- Permite manejar gases inflamables de manera segura
- Reducción de temperatura de gases calientes
- Control de partículas líquidas y sólidas

Particularizado para este estudio, la eficacia de recolección mínima debe ser de 90%, premisa que cumple, por otra parte, los gases tratados no son en su caso inflamables por lo que esta ventaja no es importante para este caso. La reducción de temperatura de los gases tampoco es una ventaja en este caso, puesto que la energía calorífica se utiliza casi en su totalidad para la producción de vapor saturado y el control de partículas tanto sólidas como líquidas tampoco es una gran ventaja puesto que en este caso siempre serán sólidas.

Por su parte, también presenta un importante número de inconvenientes [5]:

- Pueden presentarse problemas de corrosión
- Tanto el líquido de lavado como los sedimentos producidos pueden provocar problemas de contaminación al ser desechados

- El alto incremento en la humedad del gas hace visible la descarga en la chimenea
- No se pueden recuperar las partículas tal y como se emiten por la fuente
- Alto consumo de agua

El equipo se diseña con un sobrecoste para fabricarlo en acero inoxidable, intentando evitar los problemas de corrosión, aunque estos siempre pueden aparecer durante la vida del equipo, los problemas de contaminación se intentan evitar, tratando los desechos para separar los sedimentos del líquido, por lo que no llega a ser un gran problema. En el caso del incremento de la humedad del gas, así como la disminución de temperatura de este, si puede ser un problema a la hora de la evacuación por la chimenea, puesto que podría ser que hiciese falta una chimenea con un nuevo diseño lo que conllevaría un sobrecoste o recalentar los gases de nuevo, cuestión que en el caso de una refinería se antoja impracticable. Por otra parte, la imposibilidad de recuperación de las partículas no es un problema demasiado desventajoso, si bien es cierto que una posible recuperación permitiría el poder acondicionar el catalizador para ser utilizado de nuevo. El alto consumo de agua sí es un gran problema en una refinería puesto que su abastecimiento y uso en numerosas ocasiones está limitado o restringido, o simplemente está mal visto un alto consumo de agua sobre todo en épocas de acusable sequía.

Una vez planteadas las principales ventajas e inconvenientes de cada equipo diseñado, se deben ir adoptando premisas, hasta llegar a la solución óptima.

La principal premisa que se antoja es que cumplan con el rendimiento de un 90% de captura de partículas, el cuál es el caso más desfavorable, en este caso, los tres equipos diseñados cumplen esta premisa principal, por tanto, habrá que continuar añadiendo pesquisas.

Uno de los factores más importantes a la hora de seleccionar varias alternativas que cumplen una premisa principal sería la inversión de cada una de ellas, es decir, cuánto va a costar cada una en un plazo de tiempo.

Si se aprecian los VAN de cada alternativa, es decir, lo que va a costar de manera estimativa cada alternativa a lo largo de su vida útil, el VAN del precipitador electrostático resulta ser de -1.239.477 €, el VAN del filtro de mangas sería de un montante de -1.446.822,19 € y por último el VAN del lavador Venturi de -1.096.069,12 €. Como puede apreciarse, la inversión de menor coste sería la del lavador Venturi de baja energía, seguido por el precipitador electrostático y, por último, la inversión menos favorable económicamente resulta ser el filtro de mangas.

Bien es cierto, que el filtro de mangas es el equipo que mayor eficacia de recolección presenta, para todo tipo de tamaños de partículas y seguramente, debido a esto sea el equipo más caro, pero para este caso en concreto, no es una alta eficacia el factor principal requerido.

El análisis económico arroja la información de que el filtro de mangas sería la inversión más cara, por tanto, puesto que las otras dos alternativas son más baratas y cumplen la premisa del rendimiento de captura requerido, se procederá a comparar el lavador tipo Venturi con el Precipitador, este 142.000 € más cara la inversión, pero bien es cierto que presenta menos inconvenientes.

Comparando las principales ventajas e inconvenientes, una desventaja primordial del lavador tipo Venturi sería sin duda el alto consumo de agua, como se ha mencionado para etapas de acusada sequía, el uso de este equipo se antojaría bastante complicado y caro, sobre todo en secos veranos, donde el agua escasea e incluso llegan a existir limitaciones y restricciones del abastecimiento del agua por parte de los diferentes ayuntamientos.

Por otra parte, el alto consumo de agua por parte del Venturi, haría que fuese posible una necesidad de rediseñar y ampliar la planta de depuradora de aguas ya existente en la refinería, lo cuál sería un problema y una mayor inversión asociada al Venturi.

El espacio requerido por cada equipo será también una cuestión a valorar, el precipitador electrostático consta de 6 metros de ancho, por 6,5 de largo y 5 de altura, es decir un volumen de 195 m³, el filtro de mangas posee unas dimensiones características de 8 metros de altura, por 12 de longitud y anchura (aproximadamente cuadrado) con un volumen de 1.152 m³ mientras que por su parte, el volumen ocupado por el Lavador Venturi, consta del propio Venturi, del hidrociclón así como del circuito completo formado por el resto de equipos auxiliares (bomba, depósito, filtros del líquido) este volumen se estima en 634 m³.

Por tanto, el criterio de selección, puesto que no hay una gran diferencia de inversión en 20 años y todos los equipos cumplen con el rendimiento requerido, será el gran gasto de agua del lavador Venturi, el cual lo hace una opción menos viable, sobre todo por épocas de sequía y por el posible problema derivado de la modificación de la planta depuradora de aguas. Entre el precipitador y el filtro de mangas, la diferencia primordial serían los 200.000 € de diferencia de las inversiones, así como la menor pérdida de carga del precipitador y el menor espacio requerido por este.

Así, todos los datos estudiados, tanto de costes de inversión, como comparación de las principales ventajas e inconvenientes, así como del espacio ocupado por cada equipo, la solución óptima a adoptar será la del precipitador electrostático, puesto que presenta unas ventajas más favorables para el caso de la implantación en una refinería, por ejemplo, la baja caída de presión en el equipo, lo que produciría menos pérdidas y por tanto mayores producciones en vapor saturado y unas desventajas que no son eliminatorias. Aparte ocupa un menor espacio que las otras alternativas estudiadas.

El precipitador electrostático seleccionado que satisface de manera más eficiente todas las premisas tendrá una longitud de 6,5 metros, una altura de 5 metros, un área de captación de 505 m² con un rendimiento esperado del 90%. Este equipo costará a lo largo de sus veinte años de vida útil 1.239.477 €.

7 CONCLUSIONES

En el presente trabajo se han realizado los siguientes estudios:

- Alternativas planteadas para la reducción de partículas en suspensión por parte del regenerador en cracking catalítico.
- Diseño de las alternativas que cumplen el requerimiento del rendimiento de captura y mejor se adaptaría su instalación en una refinería.
- Análisis económico en función de los datos arrojados del diseño, realizando un coste de inversión en un marco temporal de 20 años (vida útil estimada de los equipos)
- Selección del equipo que menor impacto tendría su instalación en una refinería, así como ventajas más destacadas siempre en concordancia con el análisis económico.

Las alternativas planteadas más factibles son un precipitador electrostático de placa plana, un filtro de mangas y un lavador húmedo tipo Venturi de baja energía. En la Tabla 17 se muestran de manera resumida y concisa una comparación de las principales ventajas e inconvenientes de cada alternativa aplicada a una refinería.

	VENTAJAS	INCONVENIENTES	INVERSIÓN
Precipitador Electroestático	<ul style="list-style-type: none"> • Capacidad para procesar grandes caudales de gas • Baja caída de presión • Bajo coste de operación 	<ul style="list-style-type: none"> • Espacio requerido grande • Elevado consumo de electricidad 	1.239.477 €
Filtro de mangas	<ul style="list-style-type: none"> • Muy alta eficacia de recolección • Bajo consumo energético • Procesa diversidad de polvos 	<ul style="list-style-type: none"> • Gran cantidad de espacio necesario • Elevada temperatura o presión puede dañar las mangas 	1.446.822 €
Venturi de baja energía	<ul style="list-style-type: none"> • Eficacia relativamente alta • Reducción temperatura de los gases 	<ul style="list-style-type: none"> • Alto consumo de agua • Problemas de corrosión • Problemas de descarga en chimenea • Posible problemática en la planta de depuración de agua 	1.096.060 €

Tabla 17: comparativa de alternativas

La ventaja principal del precipitador electroestático frente a las otras dos alternativas planteadas sería la baja pérdida de carga, lo que llevaría a un menor coste de operación a pesar del relativo alto consumo de electricidad y a una mejor recuperación energética en el expander.

Por otra parte, el filtro de mangas presenta una alta eficiencia, sin dependencia del tamaño de partícula, si bien es cierto que la eficiencia requerida es de un 90%, pero la instalación del filtro de mangas requiere de un gran espacio, debido al gran tamaño del equipo, y es el equipo que mayor inversión requiere.

El lavador Venturi por su parte, es el que menos inversión requiere, entorno a un 10% de ahorro frente al precipitador electroestático, pero su principal inconveniente es el elevado consumo de agua, puesto que en épocas de sequía podría ser una cuestión complicada el uso de dicho equipo.

Finalmente, pese a que el lavador húmedo Venturi requiere una menor inversión, el consumo de agua y su posible problemática derivada lo descarta para su uso en una refinería, el filtro de mangas, a pesar del alto

rendimiento que presenta, requiere de una gran inversión inicial y de gastos de operación además de un gran espacio ocupado, por tanto el equipo que no es excesivamente caro, no requiere un espacio relativamente grande y cumple los requisitos de rendimiento de captura por tanto, el que mejor optimiza el problema planteado sería el precipitador electrostático.

El precipitador diseñado y seleccionado como solución del problema, presenta un rendimiento de captura media de un 90%, con una superficie de colección (SCA) de 7,6 s/m y una longitud total de equipo de 6,5 metros, así como una altura de 5 metros con 2 secciones de captura. Un coste de equipo total de 914.308 € y el coste de inversión total en 20 años de 1.239.477 €.

REFERENCIAS

- [1] [<http://www2.cec.org/site/PPE/es/emisiones-de-contaminantes/part%C3%ADculas-suspendidas-0>]
- [2] http://www.mapama.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/informacion-ambiental-indicadores-ambientales/BPIA%202013%20Ficha%20web%20Aire-Emisiones%20particulas_tcm30-184958.pdf
- [3] Craqueocatalítico, cátedra de procesos industriales Universidad Tecnológica Nacional
- [4] <http://www.terra.org/categorias/articulos/los-contaminantes-atmosfericos-las-particulas-en-suspension-pm>
- [5] <http://www.esi2.us.es/~vicortes/OBSF/apuntes>
- [6] <https://espanol.epa.gov/>
- [7] <http://www.gustato.com/petroleo/crackingcf.html>
- [8] <https://www3.epa.gov/ttnecat1/dir2/cs6ch3-s.pdf>
- [9] <https://www3.epa.gov/ttnecat1/dir2/cs6ch1-s.pdf>
- [10] <https://www3.epa.gov/ttnecat1/dir2/cs6ch2-s.pdf>
- [11] <http://www.aitesa.es/areas-de-negocio/refino-de-petroleo/>
- [12] <https://www.dropbox.com/home/INGENIER%C3%8DA%20DE%20PROCESOS%202017?preview=IP+2017.+TEMA+9.+AN%C3%81LISIS+ECON%C3%93MICOS+DE+PROCESOS.pdf>
- [13] <https://tarifasgasluz.com/faq/precio-kwh-espana-2017>
- [14] <http://www.emasesa.com/clientes/tu-factura/tarifas/>
- [15] (<https://frgarcia.webs.ull.es/Teoria/Tema2/T2FT100.pdf>)