

CAPÍTULO 7

7 RESULTADOS OBTENIDOS

Los aspectos mas destacados de esta tesis son presentados en la siguiente sección; algunos comentarios que consideramos importantes, son incluidos con la finalidad de orientar a personas interesadas en el tema, sobre las ventajas y limitaciones que presenta el sistema planteado. Adicionalmente se hace una estimación del costo que tendría la construcción de todo el conjunto, tomando como base el costo de los materiales.

A manera de resumen, se obtuvo que el sistema consta de un intercambiador de calor de 128 tubos de acero inoxidable AISI 304 cédula 10 de $\frac{1}{2}$ " y 40 cm de longitud, colocados en arreglo cuadrado de 16 líneas, 8 tubos por línea, 28 mm de separación transversal entre centros, con 4 pasos en los tubos y un paso en la coraza, el mismo que posee un cabezal flotante para absorber los efectos de expansión térmica.

Una segunda etapa de enfriamiento por contacto directo con agua se lleva a cabo en una cámara de 30.5 cm de diámetro por 1.8 m de altura (100 cm para la zona de contacto), construida en plancha de acero inoxidable AISI 304 de 2 mm de espesor, equipada con 4 toberas de acero inoxidable de flujo en cono sólido espiral, que rocían sobre los gases un total de 30 galones por minuto.

El agua que se utiliza para enfriar los gases se distribuye desde un tanque que alojará cerca de 0.1 m^3 , construido en plancha AISI 304 de 4 mm de espesor, desde el cual se tomará también el agua para el lavador destinado a la remoción de partículas. La zona de mayor importancia en el lavador Venturi, es la garganta del mismo, la cual siendo de 5.7 cm de diámetro y 35 cm de longitud, provee una velocidad de 4600 cm/s a los gases y por lo tanto a las partículas. Inyectando en la garganta 1.92 galones de agua por minuto, se obtiene una eficiencia de remoción de casi 85%, con lo cual se satisface los requerimientos de remoción de material particulado.

Finalmente, una torre de absorción rellena con Novalox Saddles cerámicos de $1 \frac{1}{2}$ ", proveerá la remoción de las sustancias gaseosas, principalmente dióxido de azufre (80%) y cloruro de hidrógeno (100%). La cámara de la torre de absorción tiene un diámetro de 305 mm, y en ella se deposita el material de relleno sobre una placa de soporte especial, construida en acero inoxidable, de tal manera que la altura

resultante de la zona rellena es de 55 cm. El distribuidor del líquido consta de un conjunto de tubos de acero inoxidable dispuestos de tal manera que alojan 4 boquillas rociadoras, que distribuyen sobre el material de relleno un total de 7.25 galones por minuto de una solución alcalina de hidróxido de sodio en agua, estimada en alrededor de 0.007 Molar. Para mantener la concentración del reactivo en la solución, se alimenta el hidróxido de sodio desde un tanque plástico externo que contiene la solución a 0.1 M. En la región de salida de la torre de absorción se coloca el eliminador de arrastre, que es una estructura fibrosa construida en malla de acero inoxidable; se utiliza un espesor de 3 pulgadas del mencionado material. El tanque de recirculación para la torre de absorción estará construido en plancha de acero AISI 304 de 4 mm de espesor, con capacidad para alojar alrededor de 0.1 m³ del líquido; una parte del líquido utilizado se desecha, por lo cual se subdividió este tanque por medio de una pared interna que impedirá que el reactivo químico repuesto al tanque se pierda por este medio. El aspecto final del sistema se muestra gráficamente en el apéndice O.

7.1 Análisis de los resultados

Emisiones estimadas

Uno de los aspectos clave en el desarrollo de esta tesis ha sido la ejecución del balance de masa (tabla 6), el mismo que permitió

estimar las características de la descarga gaseosa. Para ejecutar tal balance, se requería la distribución porcentual de los materiales que comúnmente ingresan a un incinerador; por otro lado, para obtener valores confiables de tal distribución, habría sido necesario tomar varias muestras de los desechos, y determinar un porcentaje de los materiales presentes. No se hizo tal muestreo, gracias a un estudio [7] realizado en Ecuador en el año 1998, auspiciado por la Red Panamericana de Manejo de Residuos y el Ministerio de Salud Pública, a incineradores de 19 hospitales del país; sin lugar a dudas, el número de hospitales en base al cual se obtuvo una distribución porcentual de los materiales presentes en los desechos hospitalarios, es lo suficientemente grande como para considerar que los resultados son representativos a nivel nacional, y que por lo tanto, son los mas adecuados para su utilización en este trabajo. Cabe señalar que de ese estudio solo se toma la distribución porcentual de los materiales incinerados, pues aunque se presentan valores para la emisión de determinadas sustancias, también se destaca el mal estado en que operaban los incineradores; de todas maneras los resultados obtenidos en esta tesis son compatibles con los muestreos de gases realizados en el mencionado estudio, con excepción del HCl, del cual el balance de masa arrojó resultados muy superiores (626 ppm), pero compatibles con los factores de emisión

de la EPA. De todas formas, el valor obtenido es adecuado para diseñar el sistema con un buen factor de seguridad.

Ciertamente, el vidrio y los metales (con excepción del mercurio) no se funden con facilidad en la cámara primaria del incinerador, y aunque lo hicieran, la temperatura no es lo suficientemente alta para su evaporación; la emisión de metales se debe mas bien a la formación de compuestos químicos que contienen metales, como óxidos por ejemplo; algunas partículas pueden ser arrastradas también. Por tal razón, la estimación con factores de emisión (tabla 9) muestra valores para metales que comúnmente no se esperaría que se fundan.

Los estándares de emisión, ó límites permisibles, utilizados en esta tesis, constan en un extenso documento [8] que es parte del registro federal de los Estados Unidos de América; las definiciones de ese documento se ajustan al incinerador de desechos hospitalarios para el cual se hizo el diseño.

Siguiendo con nuestro análisis, hay que destacar que en el capítulo 2, se debió escoger una solución acorde con la temperatura de los gases, con el método de enfriamiento y con los mecanismos de remoción que se debían utilizar. Probablemente, si se cambiaba un equipo, la utilización de otros no habría sido adecuada; es decir, la solución no puede hallarse por partes sino en conjunto.

Enfriamiento y recalentamiento de los gases

El sistema de enfriamiento por el cual se optó, permite recuperar 29.5 kW de energía (por hora de operación) a partir de los gases calientes, con los cuales se restaura parte de las características iniciales de temperatura y flotabilidad que tenían los gases, antes de su ingreso al sistema de remoción de contaminantes. Siendo innecesario recuperar mas energía, se prefirió desechar el resto utilizando una cámara de enfriamiento con agua. La posibilidad de aplicar este método radicó en que el contenido de humedad esperado en los gases, 0.06 kg de agua por kg de aire seco, era lo suficientemente bajo como para permitir la evaporación del líquido; de haber sido alto, no se hubiera podido reducir los cerca de 240°C que se calculó.

Control de partículas

Los resultados muestran que el lavador de partículas tiene una capacidad de remover el 85% del material particulado total que ingresa a éste, siendo 52% la eficiencia de remoción para PM₁₀. En realidad, la cámara de enfriamiento proveerá no solo la remoción parcial de la carga de material particulado, sino también de un pequeño porcentaje de los gases ácidos. Aunque el lavador de

partículas podría parecer redundante debido a la presencia de la torre de absorción, se consideró que ésta última no debía utilizarse para la remoción de partículas, principalmente porque no pareció adecuado operar la torre con líquido contaminado con partículas, que a la larga pudieran acumularse en el relleno.

Al aumentar el flujo en la garganta del lavador Venturi, la eficiencia también se incrementa, aunque a una mayor caída de presión. Esto último permite modificar la eficiencia del lavador de partículas por medio de la simple variación en la apertura de la válvula que regula el flujo hacia el lavador Venturi.

Control de gases

Si bien es cierto se calculó la cantidad de hidróxido de sodio que debía contener la solución acuosa antes de ser vertida en el relleno, éste compuesto es capaz de reaccionar también con otras sustancias también presentes en los gases, razón por la cual se aumentó arbitrariamente un 10% a la cantidad requerida. Aunque en esta tesis no se incluye un sistema de control automático en el diseño, lo mas adecuado sería verter la solución a una tasa que permita mantener un pH aproximadamente neutro en el tanque B; para lo cual se debería diseñar un sistema de control.

Inicialmente se tenía previsto utilizar agua como líquido absorbente en la torre de absorción, pero la necesidad de operar a temperaturas superiores a 50°C, hacía que la curva de la línea de equilibrio para el dióxido de azufre aumentara su pendiente de tal forma que exigía, entre otras cosas, la utilización de zonas rellenas excesivamente grandes y flujos de líquido superiores a 100 galones por minuto, lo cual, dado el pequeño flujo de los gases a tratarse, resultaba desde todo punto de vista inadecuado. Al incluir un reactivo químico, se encontró que el tamaño del aparato, así como el flujo resultaban varias veces menores que al considerar solamente agua como líquido de absorción, además de que utilizar el hidróxido de sodio como reactivo, hacía los cálculos algo más simples.

Debido a que el diseño del sistema de remoción de contaminantes se basa en información teórica tomada del diseño del incinerador, podrían darse cambios en cuanto a la capacidad de remoción, y aún de enfriamiento, que tendrán los componentes utilizados. Éste problema fue previsto con anticipación antes de llevar a cabo el diseño, por eso, el enfriamiento de los gases se puede incrementar desechando parte del agua de la cámara de enfriamiento, la eficiencia de remoción del lavador Venturi puede incrementarse aumentando el flujo del líquido en la garganta, y por último, la

eficiencia de remoción de la torre de absorción, se puede incrementar añadiendo una mayor cantidad de hidróxido de sodio a la solución acuosa. En otras palabras, no será necesario modificar la estructura ni las dimensiones del sistema para lograr tales cambios; bastará con variar la apertura de algunas válvulas.

7.2 Análisis de costos

Para estimar el costo total del sistema de remoción de contaminantes, nos hemos basado en el costo de los materiales, el detalle de los costos de cada material requerido para llevar a cabo la construcción de todo el conjunto, se encuentra en el apéndice P de este trabajo. A partir de las tablas mostradas en el mencionado apéndice, los costos por materiales del sistema de remoción de contaminantes son mostradas a manera de resumen en la tabla 35.

Para hacer una estimación del costo general del sistema nos vamos a basar en la tabla del apéndice P tomada del manual de estimación de costos de la EPA [16], pero para ello se deben hacer ciertas consideraciones.

En primer lugar, las fórmulas para la estimación de costos de la EPA son similares de un equipo a otro; en el apéndice P se presenta solo la que corresponde a torres de absorción por ser la que representa el mayor porcentaje del costo por materiales; entonces asumimos que

la tabla es representativa para todo el sistema de control de contaminación del aire que se ha diseñado.

TABLA 35 COSTO DEBIDO A MATERIALES

COMPONENTE DEL SISTEMA	COSTO	%
INTERCAMBIADOR DE CALOR	1293.06	16.08
CÁMARA DE ENFRIAMIENTO	422.18	5.25
LAVADOR VENTURI	425.02	5.29
TORRE DE ABSORCIÓN	1762.22	21.92
TANQUE A Y SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN	1287.94	16.02
TANQUE B Y SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN	1097.3	13.65
SISTEMA DE DUCTOS	1384.47	17.22
COMPONENTES ADICIONALES SISTEMA DEL FLUJO LÍQUIDO	368.81	4.59
TOTAL DEL COSTO POR MATERIALES =	8041	100.00

También, se debe considerar que el costo adquirido se debe a materiales y construcción de los equipos, además del equipo auxiliar como bombas y ventiladores, sin incluir instalaciones eléctricas, redes de tuberías, soportes, pintura, entre otros. El costo de construcción debe ser importante principalmente para el intercambiador de calor, por lo cual para éste, en vista de la relativa complejidad del aparato, consideramos tomar el doble del costo por materiales para su construcción. Por eso el costo adquirido sería:

Costo adquirido = 2 x Costo del Intercambiador de calor + costo de

la cámara de enfriamiento + costo del lavador

de partículas + costo de la torre de absorción +
equipo auxiliar

$$\text{Costo adquirido} = 2 \times 1293.06 + 422.18 + 425.02 + 1762.22 + \\ 1917.32 = 7117.86$$

el cual representa el valor de A en la tabla del apéndice P; entonces si consideramos el factor $0.1 \times A$ debido a instrumentación, y $0.05 \times A$ por costos de transporte al sitio, el valor de B, o costo por equipos adquiridos es:

$$B = 1.15 \times A = 1.1 \times 7117.86 = \$ 8179.78$$

Para calcular los costos directos de instalación, se consideran todos los factores indicados en la tabla, por lo que el costo directo de instalación es $0.85 \times B = \$ 6952.82$.

Por la preparación del sitio, asumimos que se necesitarán \$500; no se requiere que el sistema opere en un lugar cerrado, aunque el equipo auxiliar debería estar protegido del medio.

Para el costo indirecto de instalación, no se considera la puesta en marcha del conjunto, ni pruebas de desempeño, ni trabajos de ingeniería, por lo que el costo indirecto de instalación es $0.23 \times B = \$1881.34$.

Entonces, el costo total de capital estimado sería:

$$\text{Costo Total de Capital} = \text{Costo por equipos} + \text{Costos de instalación} \\ \text{directos e indirectos} + \text{preparación del sitio}$$

Costo Total de Capital = 8179.78 + 6952.82 + 1881.34 + 500

Costo Total de Capital \approx \$ 17513.94

Por último, hay que considerar el costo de mantener funcionando el equipo durante 1 mes; vamos a considerar que el incinerador opera inclusive los fines de semana, tal como se podría esperar en un hospital, y que funciona 8 horas diarias.

Se calculó que para las bombas, el consumo de energía eléctrica sería de 1.23 kW para la bomba del tanque A y 0.098 kW para la bomba del tanque B; asumiendo que el ventilador opera con una eficiencia de 60%, entonces el consumo de energía del ventilador se calcula como:

Pot. = caudal x caída de presión / eficiencia

Se sabe que la caída de presión que maneja el ventilador es AFSP = 26.3 in H₂O (6544.49 Pa) y que el caudal que mueve es G = 418.9 m³/h (0.111 m³/s), entonces:

Pot. = 6867.98 Pa · 0.116 m³/s / 0.60

Pot. = 1269 W

Entonces, el consumo de energía total en el sistema será:

Pot. = 1.23 kW + 0.098 kW + 1.26 kW = 2.58 kW

Tomando el costo del kilovatio hora en \$0.09 entonces para un periodo de operación de 240 h (8h/d, 30d), el costo debido al consumo eléctrico será:

$$\text{\$} = 2.58 \text{ kW} \cdot 240 \text{ h} \cdot \text{\$} 0.09/\text{kW-h}$$

$$\text{\$} = 55.72 \text{ dólares mensuales}$$

El sistema consumiría $G = 0.038 \text{ m}^3/\text{h}$ de agua por evaporación y 979.2 lt/d ($0.122 \text{ m}^3/\text{h}$) debido al drenaje del tanque B; entonces, si el costo del agua es $\text{\$}0.60/\text{m}^3$, el costo de operación del sistema por consumo de agua sería:

$$\text{\$} = (0.122 \text{ m}^3/\text{h} + 0.038 \text{ m}^3/\text{h}) \cdot (\text{\$}0.60/\text{m}^3) \cdot 240 \text{ h}$$

$$\text{\$} = 23.04 \text{ dólares mensuales}$$

El precio internacional del hidróxido de sodio (soda cáustica en escamas), aunque es muy variable, está alrededor de $\text{\$}300/\text{tonelada}$. Entonces, si se requiere 1.08 lb/h del reactivo, el costo de su utilización durante cada mes sería:

$$\text{\$} = \frac{300\text{\$}}{\text{ton}} \cdot \frac{1.08\text{lb}}{\text{h}} \cdot \frac{1\text{ton}}{2000\text{lb}} \cdot 240\text{h}$$

$$\text{\$} = 38.88 \text{ dólares mensuales}$$

Por lo tanto el costo de operación del sistema es:

$$\text{Costo de operación} = (\text{\$}55.72 + \text{\$}23.04 + \text{\$}38.88)/\text{mes}$$

$$\textbf{Costo de operación = \$117.64 dólares / mes}$$

De esta forma, se han obtenido los costos de mayor importancia para la ejecución del proyecto, es decir el costo de construir e instalar el sistema y el costo de mantenerlo funcionando.