

DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE UN SISTEMA DE LIMPIEZA DE GASES
PARA LA MITIGACIÓN DE LAS EMISIONES EN UN PROCESO DE RECICLAJE
DE DESECHOS METALÚRGICOS

ÁNGELA PATRICIA PATIÑO PADILLA

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA

2020

DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE UN SISTEMA DE LIMPIEZA DE GASES
PARA LA MITIGACIÓN DE LAS EMISIONES EN UN PROCESO DE RECICLAJE
DE DESECHOS METALÚRGICOS

ÁNGELA PATRICIA PATIÑO PADILLA

Trabajo de Grado para Optar el Título de Ingeniera Química

DIRECTOR

PEDRO LUIS DELVASTO ANGARITA

PhD. En Ciencia y Tecnología de Materiales

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA

2020

DEDICATORIA

A DIOS

Por ser mi amigo imaginario, el cual me escucha y me ayuda a fortalecer mi mente para poder alcanzar lo que me propongo.

A mis padres

Raúl y Luz Marina por su amor y su apoyo incondicional.

A mis hermanos

Catalina, Javier y Johan por su amor y por su apoyo absoluto.

A mi pareja

Antonio por su amor, por su paciencia, por sus consejos y por su ayuda oportuna.

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Industrial de Santander y a cada uno de los profesores de ingeniería química por brindarme excelente formación profesional con alta calidad humana y académica.

Al profesor Crisóstomo Barajas, por brindarme su amistad y apoyo en estos años de formación.

Al Profesor Pedro Luis Delvasto, por su dirección en el trabajo de grado.

A Lina Jazmín Afanador Diaz, por su amistad y por su orientación en el transcurso de este camino.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	12
1. OBJETIVOS.....	21
1.1 OBJETIVO GENERAL	21
1.2 OBJETIVOS ESPECIFICOS.....	21
2. METODOLOGÍA	22
2.1 FASE I. OBJETIVO ESPECÍFICO 1	22
2.2 FASE II. OBJETIVO ESPECÍFICO 2.	22
2.3 FASE III. OBJETIVO ESPECÍFICO 3.	23
3. RESULTADOS.....	24
3.1 COMPONENTES DEL SISTEMA DE LAVADO	24
3.2 DISEÑO DE LOS COMPONENTES DEL SISTEMA DE LAVADO	26
3.2.1 Ciclón.	27
3.2.2 Cámara rociadora.	29
3.2.3 Sistema colector o <i>scrubber</i> tipo Venturi.....	32
3.2.4 Tanque recolector de agua y bomba.	36
3.3 SIMULACIÓN DE LA OPERACIÓN DEL SISTEMA DE LAVADO	38
4. CONCLUSIONES	48
5. RECOMENDACIONES	49
BIBLIOGRAFIA	50
ANEXOS.....	55

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Configuración de sistemas de lavado de gases de hornos de fundición..	15
Tabla 2. Composición de los efluentes del proceso de fundición, considerando una tonelada de mezcla chatarra-batería primaria (1%).	20
Tabla 3. Equipos del sistema de lavado.	25
Tabla 4. Métodos y reglas de diseño de los equipos del sistema de lavado.	26
Tabla 4. Diseño del ciclón inicial del gas efluente del horno de cubilote.	28
Tabla 5. Condiciones de operación y dimensiones de la cámara rociadora.	30
Tabla 6. Condiciones de operación y dimensiones del Scrubber.	35
Tabla 7. Eficiencias fraccionales calculadas para la remoción de material particulado en el Venturi scrubber.	37
Tabla 8. Flujos máxicos en kg/h del material particulado en los flujos de entrada y salida de cada equipo en el sistema de lavado, según la simulación desarrollada en Aspen Plus.	40

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Ilustración de un sistema de lavado de gases con cogeneración de energía.....	14
Figura 3. Disposición del sistema de lavado.....	25
Figura 4. Dimensiones del ciclón del sistema lavador.	28
Figura 5. Dimensiones de la cámara rociadora.....	31
Figura 6. Partes que conforman el colector y el scrubber tipo Venturi.....	32
Figura 7. Ilustración dimensiones del Venturi.	33
Figura 8. Diagrama de proceso del sistema de lavado de gases codificado en Aspen Plus.....	38
Figura 9. Diagrama de proceso del sistema de lavado de gases codificado en Aspen Plus.....	39
Figura 10. Ventana del Case Study con las variables definidas en el análisis de la operación del sistema de lavado de gases.	41
Figura 11. Resultados del Case Study para la variación en el % de remoción en el primer ciclón con cambios en la cantidad de material particulado.	42
Figura 12. Resultados del Case Study para la variación en el flujo del material particulado en el gas de salida del sistema de lavado con cambios en la remoción del primer ciclón.....	42
Figura 13. Resultados del Case Study para la variación en el material particulado del gas de salida del sistema de lavado con cambios en el flujo de agua en la cámara rociadora y en el flujo de agua en el Venturi.	43
Figura 14. Resultados del Case Study para la variación en el material particulado del gas de salida del sistema de lavado con cambios en la cantidad de material particulado del gas de entrada y en el flujo de agua en el Venturi.....	43

Figura 15. Resultados del Case Study para la variación en el material particulado del gas de salida del primer ciclón con cambios en la cantidad de material particulado del gas de entrada y en el diámetro del primer ciclón.45

Figura 16. Resultados del Case Study para la fracción de remoción de material particulado del gas de salida del primer ciclón con cambios en la cantidad de material particulado del gas de entrada y en el diámetro del primer ciclón.....46

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Reglas de diseño.....	55

RESUMEN

TITULO: DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE UN SISTEMA DE LIMPIEZA DE GASES PARA LA MITIGACIÓN DE LAS EMISIONES EN UN PROCESO DE RECICLAJE DE DESECHOS METALÚRGICOS*

AUTOR: ÁNGELA PATRICIA PATIÑO PADILLA**

PALABRAS CLAVE: Sistema de lavado de gases, material particulado, horno de cubilote, zinc, reciclaje de baterías.

DESCRIPCIÓN:

La fundición de chatarras de hierro en hornos de cubilote constituye un proceso metalúrgico clásico para la obtención de aleaciones ferrosas. El interés actual en este proceso se centra en el tratamiento en conjunto de chatarra galvanizada y baterías primarias, Sin embargo, debido a la alta concentración de Zn presente en las materias primas, las emisiones provenientes de estos procesos pueden superar los niveles permitidos por la regulación ambiental que a la fecha establece un valor máximo de 150 mg/m^3 de Zn por cada tonelada de hierro fundido. Con el objetivo de cumplir la regulación ambiental del país, es necesario realizar un proceso de lavado más eficiente a los gases de emisión antes de ser liberados al ambiente. Por esta razón, el presente trabajo se centra en el diseño y dimensionamiento de un sistema de lavado de gases provenientes de un horno de cubilote industrial envolviendo una revisión de los principales métodos de diseño de los equipos del sistema. El esquema de lavado fue diseñado y dimensionado, considerando un ciclón separador inicial, una cámara rociadora, un Venturi tipo *scrubber* y un ciclón final. Así mismo, el desempeño del sistema de lavado propuesto fue comprobado por medio de una simulación desarrollada en Aspen Plus. Como resultado de la implementación del sistema de lavado a los gases de emisión, se obtuvo una eliminación del material particulado hasta del 96% por debajo de lo reglamentado por la ley alcanzando niveles de 6 mg/m^3 de Zn emitido a la atmósfera, lo cual garantiza la utilización de este tipo de hornos para la fundición de chatarras sin incumplir la normativa ambiental.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físico-químicas. Escuela de Ingeniería Química Director: Pedro Luis Delvasto Angarita. PhD. En Ciencia y Tecnología de Materiales.

ABSTRACT

TITLE: DESIGN AND DIMENSIONING OF A GAS CLEANING SYSTEM FOR THE MITIGATION OF EMISSIONS IN A METALLURGICAL WASTE RECYCLING PROCESS*

AUTHOR: ÁNGELA PATRICIA PATIÑO PADILLA**

KEYWORDS: Gas scrubbing system, particulate matter, cupola furnace, zinc, battery recycling.

DESCRIPTION:

The smelting of scrap iron in cupola furnaces is a classic metallurgical process for obtaining ferrous alloys. Current interest in this process is focused on the joint treatment of galvanized scrap and primary batteries. However, due to the high concentration of Zn present in raw materials, emissions from these processes may exceed the levels allowed by regulation. that to date establishes a maximum value of 150 mg / m³ of Zn for each ton of cast iron. In order to comply with the country's environmental regulations, it is necessary to carry out a more efficient scrubbing process for the emission gases before they are released into the environment. For this reason, the present work focuses on the design and sizing of a gas scrubbing system from an industrial cupola furnace, involving a review of the main design methods of the system equipment. The washing scheme was designed and dimensioned, considering an initial separating cyclone, a spray chamber, a scrubber type Venturi and a final cyclone. Likewise, the performance of the proposed washing system was verified by means of a simulation developed in Aspen Plus. As a result of the implementation of the emission gas scrubbing system, a removal of particulate material was obtained up to 96% below that regulated by law, reaching levels of 6 mg / m³ of Zn emitted into the atmosphere, which guarantees the use of this type of furnace for smelting scrap metal without violating environmental regulations.

* Degree project

** Faculty of Physicochemical Engineering, School of Chemical Engineering. Adviser: Pedro Luis Delvasto Angarita. PhD. En Ciencia y Tecnología de Materiales

INTRODUCCIÓN

La fundición de chatarras de hierro en hornos de cubilote constituye un proceso metalúrgico clásico para la obtención de aleaciones ferrosas. Este proceso emite gases con contaminantes como CO y material particulado¹ (En la producción de hierro fundido se generan entre 150 y 200 mg/m³ de CO y entre 15 y 20 g/m³ de material particulado²). El interés actual en este proceso se centra en el tratamiento en conjunto de chatarra galvanizada (chatarra recubierta con Zn) y baterías alcalinas de desecho. En estos desechos el contenido de hierro alcanza valores por encima del 50% en peso, por lo cual, pueden sustituir la chatarra tradicional utilizada en los hornos de cubilote³. Sin embargo, debido a su carga de Zn, las emisiones contaminantes de estos hornos operando con chatarra galvanizada y baterías alcalinas pueden superar los niveles permitidos por la regulación ambiental⁴. El Zn ebulle a 907°C, adicionándose en la carga de gases contaminantes; en los gases, el Zn puede oxidarse formando micropartículas de óxido de zinc⁵, el cual está definido como una sustancia altamente tóxica que debe ser retirada de los afluentes atmosféricos⁶. El ministerio de ambiente, Vivienda y Desarrollo territorial establece el valor máximo de 150 mg/m³ de Zn por cada tonelada de hierro fundido para procesos metalúrgicos de fundición⁵. Debido a lo anterior, es necesario realizar un

¹ Lisienco, V.G., Chesnokov, Yu.N., Lapteva, A.V., Noskov, V.Yu. 2016. Types of greenhouse gas emissions in the production of cast iron and Steel. IOP Conf. Ser.: *Mater. Sci. Eng.* 150, 012023.

² Barkan, M.S. & Kovshov, V.P. 2016. Calculation of harmful impurities formation and technology of cupola dust-and-gas emission intensive cyclone cleaning from solids and gaseous components. *Global Journal of Pure and Applied Mathematics*, 12, 2323-2333.

³ Cuadrado, J.J. and Benavides, L.A. 2018. *Evaluación teórica del impacto de la incorporación de baterías gastadas en un proceso pirometalúrgico convencional*. Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero Metalúrgico. Universidad Industrial de Santander.

⁴ Comisión Europea, Dirección general CCI. 2004. Prevención y Control Integrados de la Contaminación. Documento de referencia sobre las mejores técnicas disponibles para forja y fundición. <http://www.prtr-es.es/data/images/bref-forja-y-fundici%C3%B3n.pdf>

⁵ Tyushnyakov, S.N., Selivanov, E.N. & Pankratov, A.A. 2018. Forms of Zinc Found in Electric Steel Smelting Furnace Gas Cleaning Dust. *Metallurgist* 62, 485–492.

⁶ Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial. Resolución 909 de 2008. "Por la cual se establecen las normas y estándares de emisión admisibles de contaminantes a la atmósfera por fuentes fijas y se dictan otras disposiciones". <http://www.ideam.gov.co/documents/51310/527650/Resolucion+909+de+2008.pdf/a3bcdf0d-f1ee-4871-91b9-18eac559dbd9>.

proceso de lavado más eficiente a los gases de emisión antes de ser liberados al ambiente.

Los sistemas de lavado utilizan líquidos (vía húmeda) o sólidos (en seco), o una mezcla de los dos (semi seco), para la eliminación de material particulado y contaminantes en los gases antes de su descarga a la atmósfera⁷. La Figura 1 ilustra un sistema lavador de gases por vía húmeda y el aprovechamiento de la carga térmica de los mismos en la cogeneración eléctrica; según la Figura 1, los gases de salida de los hornos pasan por un ciclón primario, en donde se separa una apreciable cantidad de material particulado, para después entrar a un *scrubber* en donde su temperatura disminuye a 400°C por contacto con agua atomizada. El flujo de gas pasa por un denebulizador (*demister*) antes de ser enviado a la sección de cogeneración y las aguas del proceso son enviadas a tratamiento, de donde se pueden recuperar metales⁸.

Los sistemas de lavado por vía húmeda utilizan la aspersion de un líquido, usualmente una solución acuosa, en la corriente gaseosa; la afinidad entre la solución y el contaminante permite el retiro de este último, reduciendo los respectivos niveles en el efluente gaseoso de descarga. Por su parte, los sistemas de lavado en seco utilizan un sólido en polvo para la adsorción del contaminante de la corriente gaseosa; usualmente, el lavado en seco aplica cal en polvo en gases ácidos. Así mismo, dentro de las configuraciones más utilizadas en los sistemas de lavado de gases se tienen los lavadores tipo Venturi, los lavadores de torre empacada y los lavadores de torre de aspersion⁹. Los primeros exhiben una cámara en forma de Venturi con secciones convergentes y divergentes; la corriente de gas pasa por la garganta de la cámara, arrastrando el líquido lavador y permitiendo que

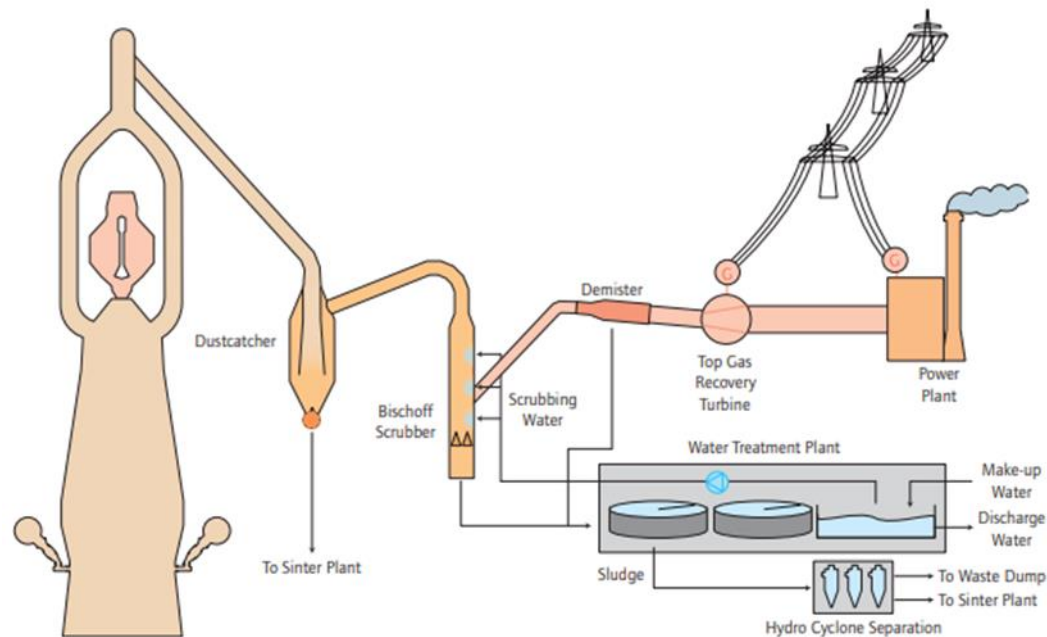
⁷ Reufer, F. and Davidi, C. 2014. Modern blast furnace (BF) and converter (BOF) gas cleaning – A report of state-of-the-art technology. 85th SEASI Technical Committee Meeting. [http://www.seasi.org/Environmental_Safety_/69/Most+Modern+Blast+Furnace+\(BF\)+and+Converter+\(BOF\)+Gas+Cleaning+%E2%80%93+a+Report+of+the+State-of-the-Art+Technology](http://www.seasi.org/Environmental_Safety_/69/Most+Modern+Blast+Furnace+(BF)+and+Converter+(BOF)+Gas+Cleaning+%E2%80%93+a+Report+of+the+State-of-the-Art+Technology).

⁸ Shang, H., Scott, J. A., & Araujo, A. (2012). *Modeling and Control of Industrial Off-gas Systems. Plantwide Control*, 361–384.

⁹ Henschen, H.C. 1968. Wet vs dry gas cleaning in the steel industry. *Journal of the Air Pollution Control Association*, 18, 338-342.

este quede en estado de finas gotas, las cuales atrapan los contaminantes indeseados del gas.

Figura 1. Ilustración de un sistema de lavado de gases con cogeneración de energía.



Fuente: Lajtonyi, A. 2006. Blast furnace gas cleaning systems. Millennium Steel, 57-65. <https://www.millennium-steel.com/wp-content/uploads/articles/pdf/2006/pp57-65%20MS06.pdf>

El lavador de torre empacada utiliza el líquido de lavado en contracorriente con el gas que asciende en un lecho vertical; el contacto entre el líquido y el gas se realiza por los intersticios del lecho empacado, permitiendo la absorción de los contaminantes en la carga gaseosa. En el lavador de torre de aspersion, también conocido como cámara de pulverización, el líquido o el sólido de lavado es inyectado en forma de gotas o partículas finas que llenan el volumen de la cámara por donde pasa el gas contaminante; el contacto entre el gas y la aspersion puede ser realizada en flujo cruzado, en cocorriente o en contracorriente. Otra configuración de sistema de lavado utiliza un ciclón axial para el retiro de material particulado y un

lavador de espacio anular¹⁰. La Tabla 1 presenta una comparación entre los equipos que conforman sistemas de lavado de gases.

Tabla 1. Configuración de sistemas de lavado de gases de hornos de fundición

Sistema de Lavado	Ventajas	Desventajas
Scrubber tipo Venturi	Eliminación de material particulado a bajas concentraciones.	Caída de presión elevada.
Torre Empacada	Eliminación de material particulado en un amplio rango de concentraciones.	Consumo agua. Caída de presión elevada.
Torre de Aspersión	Menores caídas de presión que reduce el ingreso de aire al sistema.	Eliminación de material particulado con grandes tamaños de partícula.

La selección de los componentes de un sistema lavador depende primordialmente de la clase de contaminante y del tamaño de partícula en el gas efluente del horno¹¹. La eficiencia del equipo de separación de material particulado se encuentra en términos del tamaño de partícula, según la función error^{2,11}. En primer lugar se tiene una cámara de aspersion para el enfriamiento de los gases y la separación de material particulado de tamaño mayor a 50 μm . Los principios físicos de la cámara rociadora se relacionan con la saturación adiabática del gas; la evaporación del agua requiere el consumo de calor latente, el cual es suministrado por el gas de salida del horno de cubilote. La transferencia de energía se realiza por contacto directo en contracorriente entre el gas que sube por la cámara y el agua en forma de rocío¹¹.

Después de la cámara de aspersion se encuentra un separador tipo *scrubber*. En este equipo, las partículas de menor tamaño contenidas en el gas son recolectadas en pequeñas gotas de agua; la aspersion de agua y el paso de los flujos por entre una cavidad tipo Venturi facilita el contacto entre el material particulado y las gotas de líquido¹¹. La unión entre diferentes gotas de líquido con el material particulado

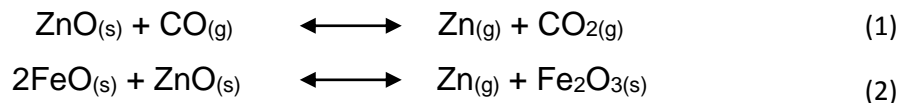
¹⁰ Echeverri, C.A. 2006. Diseño óptimo de ciclones. Revista Ingenierías Universidad de Medellín, 5, 123-139.

¹¹ Theodore, L. 2008. *Air pollution control equipment calculations*. John Wiley & Sons.

conduce a la formación de colectivos de tamaño suficiente para su separación en un ciclón.

En cuanto a las baterías, estas se pueden clasificar en general en no recargables o primarias y recargables o secundarias¹². La gran mayoría de las baterías primarias son elaboradas a base de Fe, Mn, Zn y C, con una envoltura plástica o de papel; también, en estas baterías es posible encontrar mercurio. En mezcla de diferentes clases de residuos, las baterías primarias pueden ser separadas por medios electromagnéticos. Debido a su composición, las baterías primarias pueden ser utilizadas en procesos de pirometalurgia⁹. La literatura reporta un valor máximo recomendado de 1% peso de batería primaria en mezcla con chatarra de hierro como entrada en procesos de fundición; en la fundición de chatarra con baterías primarias, los metales hierro, níquel y manganeso son recuperados en el acero, mientras los metales como Zn, Hg y Cd vaporizan y son arrastrados en el efluente gaseoso. Los metales vaporizados son separados del gas efluente por medio de un sistema de lavado; posteriormente pueden ser recuperados de las cenizas para su valorización⁹. Por otra parte, la cantidad de plástico y carbono de las baterías aportan poder calorífico al proceso de fundición.

El óxido de Zn presente en la mezcla chatarra-batería primaria es reducido a su forma metálica por dos reacciones, una con el monóxido de carbono y la otra con el óxido de hierro, según¹³



Las reacciones anteriores son efectuadas en la interface entre el sólido y el gas; asimismo, la literatura reporta que estas reacciones son favorecidas por la presencia

¹² Baeyens, J., Brems, A., & Dewil, R. 2010. Recovery and recycling of post-consumer waste materials. Part 2. Target wastes (glass beverage bottles, plastics, scrap metal and steel cans, end-of-life tyres, batteries and household hazardous waste). *International Journal of Sustainable Engineering*, 3(4), 232–245.

¹³ Abdel-latif, M. A. 2002. Fundamentals of zinc recovery from metallurgical wastes in the Enviroplas process. *Minerals Engineering*, 15(11), 945–952.

de agentes reductores como el coque¹⁴. El óxido ferroso y el monóxido de carbono requeridos para la reducción del Zn son generados debido a las condiciones del proceso de fundición. Una revisión de los factores que afectan el desempeño del proceso de fundición y de generación de vapores de zinc es presentada en Abbelatif¹⁰ y Dal & Rankin¹¹. Ya en fase gaseosa, el Zn es oxidado por disminución de temperatura e incremento de la presión parcial del dióxido de carbono¹⁵ (ecuación 1). La oxidación y separación del Zn en el gas son realizadas en un sistema de lavado.

Con el procesamiento de chatarra y batería primaria, la cantidad de gases emitidos puede llegar a 50 kg por tonelada¹⁶. Esa cantidad de gases contaminantes conlleva a una inversión en un sistema de lavado. Al respecto, la simulación computacional de los procesos brinda el soporte para el análisis técnico-económico de las opciones para los sistemas de lavado de gases. Rentz *et al.*, 1999, basados en resultados con el programa de simulación KOSIMEUS¹⁷, reportaron que la implementación de un sistema de lavado de gases de hornos de fundición no conlleva necesariamente a una elevación en los costos de producción. Shultmann *et al.*, 2002,¹¹ con base en resultados de simulación con KOSIMEUS mencionaron que una recirculación de un porcentaje de los polvos del proceso de fundición conlleva a una disminución en la generación de material particulado en los gases efluentes a tratamiento. De igual manera, estos autores mencionan que la composición de Zn en el material particulado aumenta con la cantidad de recirculación de los polvos y con la cantidad de batería primaria introducida al proceso.

¹⁴ Dal, I., Rankin, W.J., 1993. The Effect of Sulphur on the Rate of Reduction of Zinc Oxide from Slag. *International Symposium—World Zinc 93*, Hobart, 10–13 October.

¹⁵ Selivanov, E.N., Tyushnyakov, S.N. & Pankratov, A.A. 2018. Forms of Zinc Occurrence in Blast-Furnace Dust. *Metallurgist* 62, 225–230. <https://doi.org/10.1007/s11015-018-0649-3>

¹⁶ Schultmann, F., Engels, B., Rentz, O. 2002. Cleaner Technology by Using Flowsheet-simulation for Decision Support in Process Industries. *Environmental Communication in the Information Society - Proceedings of the 16th Conference*. <http://enviroinfo.eu/sites/default/files/pdfs/vol106/0459.pdf>

¹⁷ Rentz, O., Schultmann, F., Spengler, T., Sieverdingbeck, A., Engels, B. 1999. Prozeßintegrierte Umweltschutzmaßnahmen in der Eisen- und Stahlindustrie -Teil 2- Final report of the BMBF-research project FKZ: 01RV9701, Karlsruhe.

Barkan & Kovshov, 2016,² presentan una metodología de cálculo del sistema lavador de gases en hornos de cubilote. Estos autores proponen el diseño del ciclón del sistema lavador basados en el coeficiente $C_{m,i}$, cuyo valor hace referencia al máximo permitido para la sustancia i , en mg/m^3 , al nivel del piso. Según Barkan & Kovshov, 2016,² el peligro de contaminación es latente si se tiene que $C_{m,i}$ es mayor que la concentración máxima permisible para la sustancia i (MPC_i : *maximum permissible concentration*). Con estos valores, los autores proponen la determinación de una eficiencia para el ciclón, por sustancia peligrosa en el gas efluente del horno.

Schubert & Gottschling, 2011,¹⁸ compilan los requerimientos del gas de salida de los hornos de fundición para su aplicación en una planta de cogeneración de energía; estos autores mencionan los requerimientos de control de la presión en la salida de los gases y el cumplimiento de los estándares para las emisiones (material particulado inferior a $50 \text{ mg}/\text{m}^3$). Asimismo, mencionan que los equipos depuradores húmedos de tipo desintegrador (*disintegrator scrubbers*) son apropiados para la consecución de los estándares para las emisiones, además de disminuir la temperatura de los gases emitidos a la atmósfera (valor reglamentario entre 10 y 40°C).

Por su parte, Vásquez, 2020,¹⁹ basado en cálculos de equilibrio con el programa HSC Chemistry® reportó una composición de polvo en los gases efluentes según lo mostrado en la Tabla 2. El material de alimentación considerado por Vásquez consistió en chatarra y batería primaria, ésta al 1%, así como agentes reductores para los componentes de las baterías. Los compuestos de Zn obtenidos por Vásquez¹⁴ coinciden con los reportados por Tyushnyakov *et al.*⁴ basados en datos

¹⁸ Schubert, E.S. & Gottschling, R. 2011. Co-generation: a challenge for furnace off-gas cleaning systems. In: *Southern Africa Pyrometallurgy*, edited by R.T. Jones & P. de Hoed. Johannesburg, South Africa.

¹⁹ Vásquez-Orejarena, G. A. 2020. *Aplicación de los balances de masa para establecer los efectos de la incorporación de residuos de baterías gastadas durante la producción de acero en el horno de arco eléctrico*. Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero Metalúrgico. Universidad Industrial de Santander.

experimentales. Asimismo, la cantidad de polvo o material particulado reportado por Vázquez coincide con los órdenes de magnitud presentados por Schultmann *et al.*¹² De la revisión de las anteriores referencias es posible afirmar que los resultados de simulación han sido utilizados en: la verificación los diseños de los sistemas de lavado, análisis de costos de diferentes sistemas de lavado propuestos para un proceso de fundición y en la determinación de la eficiencia de remoción en el sistema lavador ante diferentes condiciones de operación. De igual manera, la revisión muestra que el diseño de los sistemas de lavado han sido guiados por diferentes reglas heurísticas de ingeniería. También, la literatura presenta una composición aproximada para los gases efluentes de los hornos de procesamiento de chatarra galvanizada y batería primaria; esta composición puede ser utilizada como referencia para los diseños de los sistemas de lavado.

Con la información obtenida de la revisión, el presente documento fue dedicado al desarrollo de un diseño para un sistema de lavado, según la composición de los gases efluentes de los hornos proporcionada por Vázquez¹⁹ y utilizando los procedimientos y reglas heurísticas encontradas en la literatura. El diseño fue realizado de tal forma que se cumpliera la normatividad nacional de emisiones, especialmente dirigida al Zn. Los resultados y la eficiencia de separación del diseño del sistema lavador desarrollado fueron validadas por medio de simulación computacional con el programa Aspen Plus.

Tabla 2. Composición de los efluentes del proceso de fundición, considerando una tonelada de mezcla chatarra-batería primaria (1%).

Acero	Composición		Escoria	Composición		Polvo	Composición	
	Especie	%		Kg	Especie		%	Kg
Fe	99.447	960.010	CaO	57.456	54.113	ZnFe ₂ O ₄	89.407	29.358
Mn	0.077	0.745	FeO	19.826	18.672	Fe ₃ O ₄	3.840	1.261
C	0.022	0.210	SiO ₂	8.065	7.596	ZnO	3.737	1.227
P	0.000	0.000	MnO	7.578	7.137	KCl	1.480	0.486
S	0.007	0.064	Al ₂ O ₃	1.783	1.680	ZnCl ₂	0.731	0.240
Si	0.000	0.000	Cr ₂ O ₃	1.527	1.438	Cd(OH) ₂	0.411	0.135
Cr	0.089	0.863	Ca ₃ (PO ₄) ₂	1.462	1.377	Mn ₃ O ₄	0.360	0.118
Ni	0.151	1.461	MgO	1.380	1.299	NaCl	0.018	0.006
Mo	0.028	0.267	CaS	0.781	0.736	La ₂ O ₃	0.014	0.005
Cu	0.145	1.403	MnS	0.059	0.056	CdO	0.001	0.000
Al	0.000	0.000	Ni(OH) ₂	0.033	0.031			
Zn	0.031	0.297	La ₂ O ₃	0.020	0.019			
Cd	0.000	0.001	Fe ₃ O ₄	0.013	0.012			
Li	0.000	0.003	CaCO ₃	0.009	0.008			
Na	0.000	0.000	Fe ₂ O ₃	0.004	0.004			
Co	0.002	0.021	Li ₂ O	0.003	0.003			
			Ca ₂ P ₂ O ₇	0.001	0.001			
			FeSi	0.000	0.000			
			NiO	0.000	0.000			
			MoO ₂	0.000	0.000			

Fuente: Vásquez, 2020.

1. OBJETIVOS

1.1 OBJETIVO GENERAL

Diseñar y dimensionar los equipos para un sistema de limpieza de gases emitidos por un proceso de reciclaje de baterías en un horno de cubilote, cumpliendo con los estándares de calidad del aire según normatividad nacional.

1.2 OBJETIVOS ESPECIFICOS

- Seleccionar un sistema de lavado apropiado para limpieza de gases emitidos durante el reciclaje de baterías según criterios técnicos del manejo de material particulado.
- Establecer las dimensiones del sistema que conlleven a una operación con rendimientos adecuados en el lavado de gases, basadas en criterios de diseño reportados en literatura.
- Analizar la variación en el desempeño del sistema diseñado ante cambios en el flujo de material particulado y en las dimensiones de los equipos, con base en resultados de simulación computacional, definiendo el cumplimiento en las emisiones según normatividad nacional.

2. METODOLOGÍA

2.1 FASE I. OBJETIVO ESPECÍFICO 1

“Seleccionar un sistema de lavado apropiado para limpieza de gases emitidos durante el reciclaje de baterías según criterios técnicos del manejo de material particulado”.

Actividad 1: Búsqueda de sistemas de lavado con características similares de manejo de flujo y material particulado. La literatura de sistemas de lavado de gases de salida de hornos de cubilote fue revisada, incluyendo fundición de acero y chatarra, definiendo rangos de operación característicos.

Actividad 2: Proposición de los equipos del sistema de lavado de gases. Los equipos del sistema de lavado fueron propuestos, con base en los sistemas de proporciones operacionales similares, encontrados en la Actividad 1.

2.2 FASE II. OBJETIVO ESPECÍFICO 2.

“Establecer las dimensiones del sistema que conlleven a una operación con rendimientos adecuados en el lavado de gases, basadas en criterios de diseño reportados en literatura2.

Actividad 3. Búsqueda de métodos y reglas de diseño para los equipos del sistema de lavado. Una nueva revisión de literatura fue realizada, direccionando la búsqueda a la definición de métodos y reglas de diseño adecuados para los equipos del sistema de lavado.

Actividad 4. Dimensiones de los equipos del sistema de lavado. Los métodos y reglas de diseño encontradas en la Actividad 3 fueron aplicadas en el dimensionamiento de los equipos del sistema de lavado.

2.3 FASE III. OBJETIVO ESPECÍFICO 3.

“Analizar la variación en el desempeño del sistema diseñado ante cambios en el flujo de material particulado y en las dimensiones de los equipos, con base en resultados de simulación computacional, definiendo el cumplimiento en las emisiones según normatividad nacional”.

Actividad 5. Simulación del sistema de lavado. Los equipos del sistema de lavado fueron codificados en el programa de simulación Aspen Plus; este programa ha sido reportado en diferentes documentos que relacionan la simulación de sistemas con flujos de gases incluyendo sólidos. Los parámetros del dimensionamiento fueron especificados en cada rutina relacionada con los equipos definidos en Aspen Plus.

Actividad 6. Variación en el desempeño de la operación del sistema de lavado. La simulación desarrollada en la Actividad 5 fue utilizada en el análisis del desempeño del sistema de lavado con variación de los flujos y los parámetros de diseño. El análisis fue realizado considerando la variación entre el -25% y el 25% según los valores definidos en el diseño de los equipos (Actividad 4).

3. RESULTADOS

3.1 COMPONENTES DEL SISTEMA DE LAVADO

El horno de cubilote considerado procesa 35 ton de chatarra/h, con lo cual requiere 400 Nm³/h de aire.²⁰ La composición de la chatarra fundida (99% de hierro galvanizado y 1% de batería primaria) en el horno de cubilote corresponde a la expuesta en Vázquez¹⁹, con una cantidad de Zn de 1%; la mayor parte del Zn es arrastrado con el gas de salida del horno. Las condiciones de salida del gas del horno de cubilote corresponden a: un flujo de 5 m³/min, una temperatura de 800 °C, una relación de CO₂/CO de 1.2 y una composición de material particulado dado por la Tabla 2 a la temperatura del gas. La mayor parte del Zn se encontrará oxidado, mientras que una parte minoritaria se encontrará en estado líquido²¹. La cantidad de material particulado producido corresponde a 35 kg/ton de chatarra (ver Tabla 2), valor con el mismo orden de magnitud reportado para el procesamiento en hornos de cubilote industriales²². Considerando la elevada carga de material particulado (1.021 ton/h, 60500 mg/m³ de gas), el diseño del sistema de lavado envuelve primero una separación en seco con un ciclón, después una cámara rociadora y un retiro final en húmedo con un Venturi *scrubber*.

El ciclón inicial en el sistema de lavado de gases disminuye el requerimiento de agua en el Venturi; sin este ciclón, se requerirían varios tanques auxiliares debido a los requerimientos de limpieza y suministro de agua. Con lo anterior, los componentes del sistema de lavado para los gases de salida del horno de cubilote son presentados en la Tabla 3. En esta tabla además se presentan el impulsor de gases y el suministro de agua de lavado, así como la banda transportadora de

²⁰ Katz, S. & Landefeld, C.F. 1988. Foundry Processes. Their Chemistry and Physics. Plenum Press. USA.

²¹ Wriedt, H. A. (1987). The O-Zn (Oxygen-Zinc) system. *Journal of Phase Equilibria*, 8(2), 166–176. doi:10.1007/bf02873202.

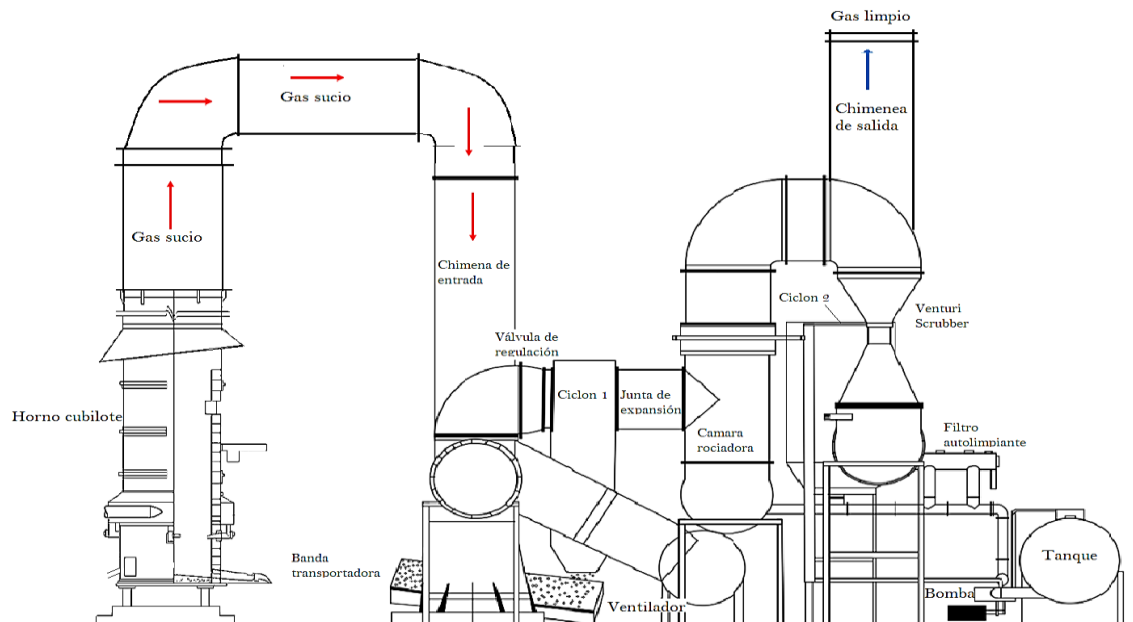
²² National Pollutant Inventory. 2001. Emission Estimation Technique Manual for Non-ferrous Metal, Version 1.1. Environment Australia. Commonwealth of Australia.

sólidos obtenidos del primer ciclón. La disposición del sistema de lavado se presenta en la Figura 3; en esta se referencian los equipos relacionados en la Tabla 3. El gas de salida del sistema de lavado cumpliría con la norma de emisión debido al retiro del Zn (en forma de $ZnCl_4$, ZnO y $ZnFe_2O_4$) con el material particulado.

Tabla 3. Equipos del sistema de lavado.

Partes del sistema	Ítems
Lavador de gases	Ciclón 1 Cámara rociadora Venturi scrubber Ciclón 2 Tuberías de conexión
Impulsor de gases	Ventilador Chimenea disposición vertical
Suministro de agua	Bomba dosificadora Tanque de abastecimiento y recolección
Transporte de sólidos	Banda transportadora

Figura 3. Disposición del sistema de lavado.



3.2 DISEÑO DE LOS COMPONENTES DEL SISTEMA DE LAVADO

La Tabla 4 presenta los métodos y reglas de diseño encontradas para los equipos del sistema de lavado, según la revisión de literatura realizada. Los métodos y reglas utilizadas fueron seleccionadas según su rango de aplicación y simplicidad; estas son resaltadas en la Tabla 4.

Tabla 4. Métodos y reglas de diseño de los equipos del sistema de lavado.

Equipo	Método o regla	Comentario
Ciclón	Cooper & Alley ²³	Presenta las bases para el diseño de ciclones clásicos de aceptable rendimiento.
	Barkan & Kovshov ²	Dimensionan ciclones con base en el cálculo de los coeficientes Cm; sin embargo, los parámetros no se encuentran disponibles para todas las clases de material particulado.
	Taiwo y colaboradores ²⁴	Mejora el método presentado por Cooper & Alley.
Cámara rociadora	McCabe et al. ²⁵	Presenta un procedimiento fenomenológico para determinar el tamaño de la cámara rociadora, basado en la saturación adiabática del gas.
	de Nevers ²⁶	Presenta una ecuación para el coeficiente de transferencia de calor.
	Bhargava ²⁷	Describe ecuaciones para la estimación de la eficiencia y la caída de presión en la cámara rociadora.
	Mussatti & Hemmer ²⁸	Revisan los procedimientos de diseño; contiene la mayoría de las ecuaciones descritas por Bhargava.
	Danzomo et al. ²⁹	Revisan los procedimientos de diseño; contiene la mayoría de las ecuaciones descritas por Bhargava.
Venturi scrubber	Val'dberg & Dubinskaya ³⁰	Proporcionan ecuaciones y gráficos para el diseño de scrubbers tipo Venturi. Relacionan límites para el agua de inyección.

²³ Cooper, C.C., Alley, G.C. 1994. *Air pollution control: A design approach*. Prospect Heights, Ill. Waveland Press, Inc.

²⁴ Taiwo, M.I., Namadi, M.A., Mokwa, J.B. 2016. Design and analysis of cyclone dust separator. *American Journal of Engineering Research*, 5, 130-134.

²⁵ McCabe, W.L., Smith, J.C., Harriott, P. 1994. *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. 4ta edición, McGraw-Hill. España.

²⁶ de Nevers, N. 2000. *Air pollution control Engineering*. 2nd edition. McGraw-Hill.

²⁷ Bhargava, A. 2016. Wet scrubbers – design of spray tower to control air pollutants. *International Journal of Environmental and Development*, 2, 68-73.

²⁸ Mussatti, D. and Hemmer, P. 2002. Wet Scrubbers for Particulate Matter. EPA/452/B-02-001.

²⁹ Danzomo, B.A., Salami, M.J.E., Jibrin, S., Khan, Md.R., Nor, I.M. 2012. Performance evaluation of wet scrubber system for industrial air pollution control. *ARPN Journal of Engineering and Applied Sciences*, 7, 1669-1677.

³⁰ Val'dberg, A. Yu. & Dubinskaya, F.E. 2002. Design and operational aspects of Venturi scrubbers. *Chemical and Petroleum Engineering*, 38, 485-489.

Equipo	Método o regla	Comentario
Hesketh & Mohan ³¹		Presentan un método para el cálculo del diámetro de partícula, así como la longitud total del Venturi.
Goel & Hollands ³²		Exponen un método y gráficas para determinar la longitud mínima del Venturi

3.2.1 Ciclón. El diseño y dimensionamiento del ciclón separador que compone el sistema lavador fue desarrollado según los lineamientos presentados por Cooper & Alley²³ y las correcciones realizadas por Taiwo y colaboradores²⁴. El diseño del ciclón envuelve el cálculo del número de vueltas efectivas, N , el diámetro de la partícula con una remoción del 50%, d_{50} , la eficiencia fraccional, η_j , la eficiencia global, η , y la caída de presión, ΔP , según las siguientes ecuaciones²⁴,

$$N = \frac{1}{H}(L + 0.5Z) \quad (3)$$

$$d_{50} = 3 \sqrt{\frac{\mu W}{\pi N V (\rho_1 - \rho_2)}} \quad (4)$$

$$\eta_j = \frac{1}{1 + (d_{pj}/d_{pc})^2} \quad (5)$$

$$\eta = \sum \frac{\eta_j \% w_j}{M} \quad (6)$$

$$\Delta P = \frac{16HW\rho g v^2}{2D_e^2} \quad (7)$$

Las ecuaciones 3-7 relacionan las dimensiones del ciclón, las cuales se establecen a partir del valor del diámetro del cuerpo. El diámetro del cuerpo del ciclón se determina por la siguiente ecuación,

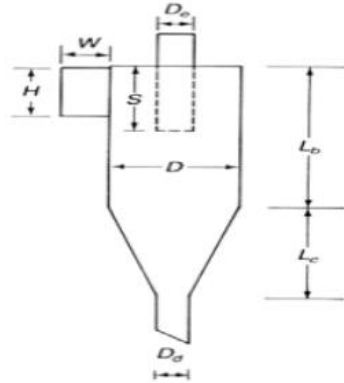
$$D = \sqrt{\frac{8Q}{V}} \quad (8)$$

³¹ Hesketh, H.E. & Mohan, K. 1983. Specifying Venturi scrubber throat length for effective particle capture at minimum pressure loss penalty. *Journal of the Air Pollution Control Association*, 33:9, 854-857.

³² Goel, K. C., & Hollands, K. G. T. (1977). *Optimum design of venturi scrubbers. Atmospheric Environment*, 11(9), 837-845. doi:10.1016/0004-6981(77)90046-4

Las otras medidas se especifican en términos del diámetro y son mostradas en la Figura 4. La Tabla 4 resume las características del ciclón diseñado en el presente documento.

Figura 4. Dimensiones del ciclón del sistema lavador.



Altura entrada	$H = 0.5D$
Anchura entrada	$W = 0.25D$
Diámetro salida gas	$D_e = 0.5D$
Longitud vórtice de salida	$S = 5D/8$
Longitud del cuerpo	$L_b = 2D$
Longitud del cono	$L_c = 2D$
Diámetro salida de partículas	$D_d = 0.25D$

Fuente: Adaptado de Taiwo *et al*, 2016.

Tabla 4. Diseño del ciclón inicial del gas efluente del horno de cubilote.

	Variable o Parámetro	Valor
Gas de entrada	Flujo volumétrico	18522 m ³ /h
	Flujo másico (seco)	26300 kg/h (18203.6 kg/h)
	Material particulado	60500 mg/m ³ de gas
	Velocidad	4.6 m/s
	Temperatura	800 °C
	Densidad	0.7 kg/m ³
	Viscosidad	0.025 cP
Gas de salida	Velocidad	5.8 m/s
	Material particulado	3025 mg/m ³ de gas
	Temperatura	800 °C
Ciclón	Diámetro, D	229 cm (7.5 ft)
	Altura de la entrada, $H = 0.5D$	114.5 cm (3.75 ft)
	Anchura de la entrada, $W = D/4$	57.25 cm (1.875 ft)
	Diámetro de la salida del gas, D_e	114.5 cm (3.75 ft)
	Longitud vórtice de salida, $S = 5D/8$	143.125 cm (4.6875ft)
	Longitud del cuerpo, $L_b = 2D$	458 cm (15 ft)
	Longitud del cono, $L_c = 2D$	458 cm (15 ft)
	Diámetro salida partículas, D_d	57.25 cm (1.875 ft)
	Número de vueltas efectivas	6
	Velocidad aire entrada	10.3 m/s
	Tiempo de residencia del aire	4.2 s
	Velocidad de drenado de la partícula	0.14 m/s

Variable o Parámetro	Valor
Velocidad transversal drenado	870 km/s
Diámetro de corte de partícula	8.8 μm
Caída de presión	15800 Pa
Velocidad de salida del gas	5.8 m/s
Eficiencia global de separación	95%

Por otra parte, los sólidos de salida del ciclón serán recolectados en una banda transportadora hacia una sección de disposición final o una sección de recuperación de metales. El análisis y diseño de esta sección posterior de disposición final o tratamiento de los sólidos es recomendada para futuros trabajos.

3.2.2 Cámara rociadora. El volumen mínimo de contacto en la cámara rociadora fue calculado según²⁵,

$$V = \frac{\bar{c}_s \dot{m}'}{h_y a} \ln \left(\frac{T_{yb} - T_s}{T_{ya} - T_s} \right) \quad (9)$$

Donde, \bar{c}_s es el promedio del calor húmedo, \dot{m}' es el flujo total de aire seco, h_y es el coeficiente de transferencia de calor entre el gas y la superficie del líquido, a es el área de transmisión de calor por unidad de volumen de contacto, T_{ya} y T_{yb} son la temperatura del gas a la entrada y a la salida de la cámara respectivamente y T_s corresponde a la temperatura de saturación adiabática del gas. El producto $h_y a$, en BTU/(h*ft³*°F) se obtiene con la relación empírica²⁶,

$$h_y a = 0.043 G_y^{0.8} \frac{G_x^{0.4} S^{0.5}}{V^{0.5}} \quad (10)$$

Donde G_y y G_x corresponden respectivamente al flujo de gas seco y flujo de agua por unidad de área lb/(h*ft²), mientras S es el área transversal de flujo del contactor en ft². Las condiciones del gas efluente de la chimenea fueron asumidas según lo reportado en la literatura para un horno de cubilote de 15 m.²⁰ Las condiciones de salida del gas de la cámara fueron calculadas con el balance de entalpía, dado por²⁵

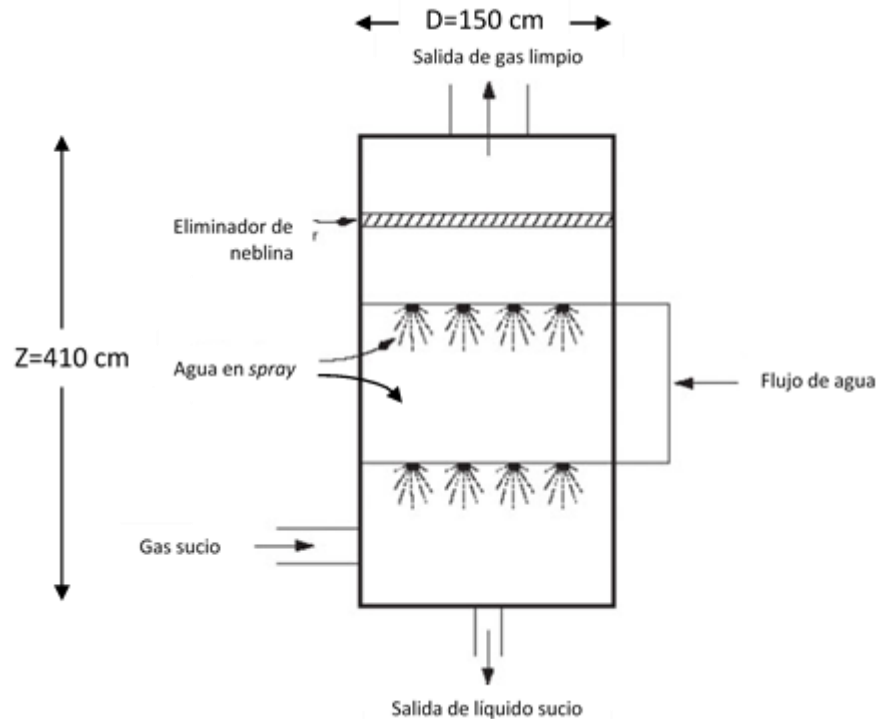
$$\frac{\mathcal{H} - \mathcal{H}_s}{T - T_s} = -\frac{\bar{c}_s}{\lambda_s} \quad (11)$$

Donde \mathcal{H} y \mathcal{H}_s son la humedad absoluta del gas a la entrada y en condición de saturación, respectivamente; λ_s corresponde al calor de vaporización del agua a la temperatura de saturación del gas. Con las ecuaciones 9 – 11 se obtiene el volumen mínimo de contacto de la cámara rociadora; los valores son presentados en la Tabla 5.

Tabla 5. Condiciones de operación y dimensiones de la cámara rociadora.

Variable o Parámetro		Valor
Gas de entrada	Flujo volumétrico	18522 m ³ /h
	Flujo másico (seco)	25350 kg/h (17253.6 kg/h)
	Material particulado	3025 mg/m ³ de gas
	Humedad absoluta, \mathcal{H}	0.09
	Temperatura, T_{ya}	800 °C (Temperatura de salida típica para una chimenea de 15 m. Ref. 20)
Gas de salida	Temperatura de saturación, T_s	145 °C
	Calor húmedo	0.92 kJ*kg ⁻¹ *K ⁻¹ (0.22 BTU*lb ⁻¹ *°F ⁻¹)
	Temperatura bulbo seco	175 °C
	Temperatura, T_{yb}	182 °C
	Material particulado	151 mg/m ³ de gas
	Humedad absoluta, \mathcal{H}_s	0.48
	Flujo másico	26300.6 kg/h
Agua de enfriamiento	Calor húmedo	2.42 kJ*kg ⁻¹ *K ⁻¹ (0.58 BTU*lb ⁻¹ *°F ⁻¹)
	Flujo másico	56781.2 kg/h (250 gpm) (Ref. 28, relación líquido a gas de 3 L/m ³)
	Reposición	8097 kg/h (35.6 gpm)
Cámara	Diámetro transversal	150 cm (Ref. 27)
	Área transversal, S	1.77 m ² (19 ft ²)
	Flujo másico gas seco, G_y	24915.6 kg*h ⁻¹ *m ⁻² (2112.2 lb*h ⁻¹ *ft ⁻²)
	Flujo másico agua, G_x	32079.8 kg*h ⁻¹ *m ⁻² (6588.4 lb*h ⁻¹ *ft ⁻²)
	Calor húmedo promedio, \bar{c}_s	1.67 kJ*kg ⁻¹ *K ⁻¹ (0.40 BTU*lb ⁻¹ *°F ⁻¹)
	Coefficiente transferencia, h_{ya}	de 180.3 BTU*lb ⁻¹ *lb ⁻¹ *°F ⁻¹
	Altura, Z	4.1 m (13.5 ft)
Caída de presión	4000 Pa	

Figura 5. Dimensiones de la cámara rociadora.

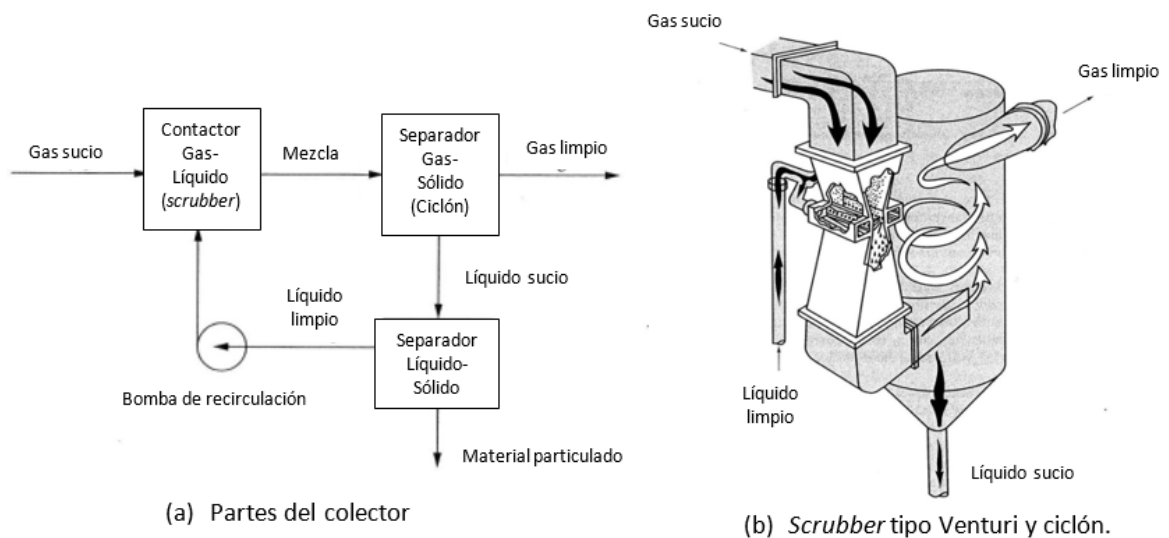


Fuente: Adaptado de www.epa.gov.

El gas además de disminuir su temperatura, es despojado de material particulado y de metales que se condensan y solidifican²⁷. La eficiencia de un sistema de aspersión se encuentra entre 90 y 99%. Con los parámetros especificados para la cámara de aspersión se tiene un 95% de eficiencia en la remoción^{26,28}, con lo cual el material particulado es reducido a 151 mg/m^3 . De igual manera, Bhargava²⁷ establece un valor de 4000 Pa para la caída de presión en una cámara rociadora de magnitudes y operación similares a las obtenidas en el presente trabajo; este valor coincide con el reportado por Danzomo et al.²⁹, por lo cual la caída de presión de 4000 Pa es asumida para la cámara rociadora del presente trabajo. Por otra parte, El agua de salida del sistema es recolectada en un tanque para su posterior reutilización; adicionalmente, agua de reposición debe ser introducida al sistema por pérdida de vapor en la corriente de gas del horno.

3.2.3 Sistema colector o *scrubber* tipo Venturi. El sistema colector consta del *scrubber* para el contacto entre el gas y la aspersion de agua, de un ciclón para la separación de las gotas de agua conteniendo material particulado, de un tanque de acumulación de agua y separación de material particulado y de una bomba de recirculación. Los componentes del sistema colector son esquematizados en la Figura 6. Así mismo, la Figura 6 ilustra el *scrubber* tipo Venturi y el ciclón de separación. El área de la sección transversal de la garganta del Venturi es tomada como 1/5 del área de entrada; en las secciones Venturi el flujo volumétrico se mantiene prácticamente constante.³² La Figura 7 presenta las dimensiones de la garganta del Venturi.

Figura 6. Partes que conforman el colector y el *scrubber* tipo Venturi.

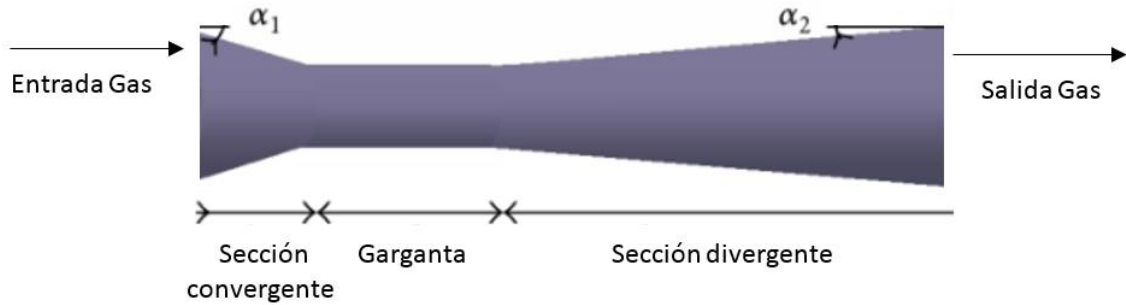


Fuente: Adaptado de de Nevers, 2000.

Por otra parte, Val'dberg & Dubinskaya³⁰ recomiendan una relación para el agua de inyección y el flujo de gas entre 0.3 – 3.2 L/m³; en estos valores de relación, los autores presentan la siguiente ecuación para el cálculo de la temperatura de salida del gas,

$$T_2 = (0.133 - 0.041r)T_1 + 35 \quad (12)$$

Figura 7. Ilustración dimensiones del Venturi.



Donde T_1 y T_2 son la temperatura (en °C) de entrada y salida del gas respectivamente y r es la relación agua a gas en L/m³. La velocidad de ingreso del agua en la garganta debe encontrarse en valores cercanos a 5 m/s, con lo cual se obtienen la atomización adecuada³³. La longitud de la garganta y la pérdida de presión en la misma se encuentran relacionadas en el documento expuesto por Hesketh & Mohan³¹. Según estos autores, el diámetro promedio de las partículas atomizadas del agua, \bar{d}_p en μm , se encuentra en relación con la velocidad del gas, v_g en cm/s, y la relación r , según,

$$\bar{d}_p = 500000v_g^{-1} + 29.6r \quad (13)$$

Con base en la definición anterior, el número de Reynolds, Re_p , y el coeficiente de arrastre, C_D , se pueden escribir como,

$$Re_p = \frac{\rho_g v_g \bar{d}_p}{\mu_g} \quad (14)$$

$$C_D = 0.22 + 24(Re^{-1} + 0.15Re^{-0.4}) \quad (15)$$

³³ Hesketh, H.E. 1973. Atomization and cloud behavior in venturi scrubber. Journal of the Air Pollution Control Association, 23, 600-604.

La longitud mínima de la garganta, L_{TM} en pulgadas, está definida según la ecuación generalizada propuesta por Hesketh & Mohan³¹ de la siguiente forma,

$$\ln(L_{TM}) = 5.8 + (0.1752r - 0.8657) \ln(v_g/0.3048) - 0.471r \quad (16)$$

La Tabla 6 presenta los resultados obtenidos en el diseño de las condiciones de operación y el dimensionamiento del Venturi. En esta tabla se consigna el valor de la longitud mínima obtenida para la garganta L_{TM} . Este valor fue utilizado para verificar la longitud propuesta para la garganta, la cual se obtuvo de las Figuras 1A y 2A tomadas de Goel & Hollands³² (Anexo); en la Figura 1A de Goel & Holland se relaciona la división entre la velocidad del gas en la garganta y la velocidad del gas en el punto de inyección del líquido (v_g/v_t) vs $\rho_p \bar{d}_p^{-2}$, mientras que en la Figura 2A se relaciona (v_g/v_t) vs L_T/r_T . El valor obtenido para $\rho_p \bar{d}_p^{-2}$ fue de $11 \cdot 10^{-9}$ kg/m, conduciendo al valor de $v_g/v_t = 1.23$ (Figura 1A, Anexo); mientras que, el valor de $v_g/v_t = 1.23$ conduce a la relación $L_T/r_T = 1.6$ (ver Figura 2A, Anexo). Con estos resultados, la longitud L_T obtenida para el Venturi corresponde a 42 cm; por lo tanto, la longitud de la garganta es superior a L_{TM} , lo que significa que la longitud calculada conducirá a una operación eficiente.

Así mismo, la longitud determinada para la garganta puede ser verificada por medio del cálculo de la caída de presión en el Venturi. La caída de presión obtenida con base en la Figura 2A reporta el valor de 23 in H₂O (5729 Pa). Este valor de caída conduce a una relación entre la velocidad a la salida y a la entrada de la garganta igual a 0.5 (ver Figura 3A, Anexo), que según Hesketh & Mohan³¹, es un valor ideal ya que este parámetro debe encontrarse en un rango de 0.3 a 0.8. Valores de la relación entre la velocidad a la salida y a la entrada de la garganta por debajo de 0.3 indican una longitud de garganta corta con una eficiencia baja, mientras que valores por encima de 0.8 se refieren a una longitud de garganta muy larga, con caídas de presión también desproporcionadas.

Tabla 6. Condiciones de operación y dimensiones del *Scrubber*.

	Variable o Parámetro	Valor
Gas de entrada	Flujo volumétrico	32875 m ³ /h
	Flujo másico (seco)	25350 kg/h (17253.6 kg/h)
	Material particulado	151 mg/m ³ de gas
	Velocidad	20 m/s (Literatura)
	Temperatura	182 °C
	Densidad	0.80 kg/m ³
Gas en la garganta	Viscosidad	0.025 cP
	Velocidad	100 m/s (Ref. 31)
	Temperatura	25 °C
Gas de salida	Flujo volumétrico	24352 m ³ /h
	Material particulado	151 mg/m ³ de gas
Scrubber	Temperatura	44.3 °C
	Área de entrada	0.34 m ²
	Lado tubería de entrada	58 cm
	Área garganta	0.07 m ² (19 ft ²)
	Lado tubería de la garganta	26 cm
	Ángulo sección convergente	17°
	Longitud sección convergente	52 cm
	Ángulo sección divergente	5°
	Longitud sección divergente	183 cm
	Diámetro promedio de partícula, $\overline{d_p}$	109 μm
	Relación de líquido a gas, r	2 L/m ³
	Flujo de agua	290 gpm
	Número de Reynolds, Re_p	39
	Coefficiente de arrastre, C_D	0.66
	Mínima Longitud de garganta, L_{TM}	6.5 in (16 cm)
Longitud de garganta, L_T	16.5 in (42 cm)	
Longitud total del <i>scrubber</i>	109 in (277 cm)	
Caída de presión	23 in H ₂ O (5729 Pa)	

Por otra parte, el Venturi reporta una eficiencia dependiendo del tamaño de partícula del material sólido arrastrado con el gas. Esta eficiencia se denomina fraccional, η_i , y se determina con el producto entre la eficiencia de penetración y la fracción de tamaño de partícula i .³¹ La eficiencia de penetración, $1 - P_t$, corresponde a la proporción del número de partículas que son atrapadas por la aspersion de agua y que por lo tanto serán separadas en el ciclón. Esta eficiencia responde a un parámetro de impacto, K_p , que mide la probabilidad de que las partículas impacten a las gotas de agua de la aspersion en la garganta del Venturi. Las ecuaciones para el cálculo de la eficiencia fraccional son presentadas a continuación^{30,31},

$$\ln(P_t) = \frac{\dot{m}_L d_p}{55 A_t \mu_g K_p} \left(-0.7 - f_p K_p + 1.4 \ln \left(\frac{f_p K_p + 0.7}{0.7} \right) + \frac{0.49}{0.7 + f_p K_p} \right) \quad (17)$$

$$K_p = \frac{d_a^2 v_g}{9 \mu_g d_p} \quad (18)$$

$$\eta_i = (1 - P_t) * \%w_i \quad (19)$$

La Tabla 7 presenta los valores de eficiencia fraccional que se obtendrían con el diseño y dimensionamiento del Venturi (ver Tabla 6). Según esta tabla, la eficiencia de remoción global corresponde al 96.1%. Con este valor, la concentración de material particulado removido en el ciclón correspondería al producto entre la concentración de entrada del gas y la eficiencia de remoción global, es decir 145 mg/m³ (ver Tabla 6). Con base en lo anterior, a la salida del Venturi se hace necesario un ciclón separador con las dimensiones similares al ubicado en la entrada del sistema lavador (antes de la cámara rociadora). Lo que permitirá que el gas de salida del ciclón alcance una concentración de 6 mg/m³, cumpliendo la legislación colombiana.

3.2.4 Tanque recolector de agua y bomba. La operación del tanque recolector involucra el suministro de agua de lavado y el recibo de agua con material particulado. La cantidad de material particulado generado en el proceso de fundición de 35 ton/h de chatarra con 1% de batería primaria corresponde a 1 ton/h (ver Vazquez¹⁹); el 95% de este material es removido en el primer ciclón, con lo cual 51.3 kg/h de sólido particulado entrarán en contacto con el agua en la cámara rociadora (250 gpm) y en el Venturi (290 gpm). De este sólido, 100 g/h serán desprendidos a la atmósfera con el gas de salida del sistema lavador, con una concentración de aproximadamente 6 mg/m³, mientras que 51.2 kg/h serán arrastrados con el agua que sale de la cámara rociadora y del ciclón del Venturi.

Tabla 7. Eficiencias fraccionales calculadas para la remoción de material particulado en el Venturi *scrubber*.

Tamaño, μm	$\%w_i$	K_p	P_t	$\eta_i, \%$
0.312	31.1	0.0001	0.043	27.62
0.812	4.3	0.0001	0.045	4.20
1.75	7.9	0.0002	0.044	5.98
3.75	8.7	0.0003	0.045	7.10
7.5	13.0	102	0.000	13.00
55	35.0	6025	0.001	37.20
Eficiencia global				96.10

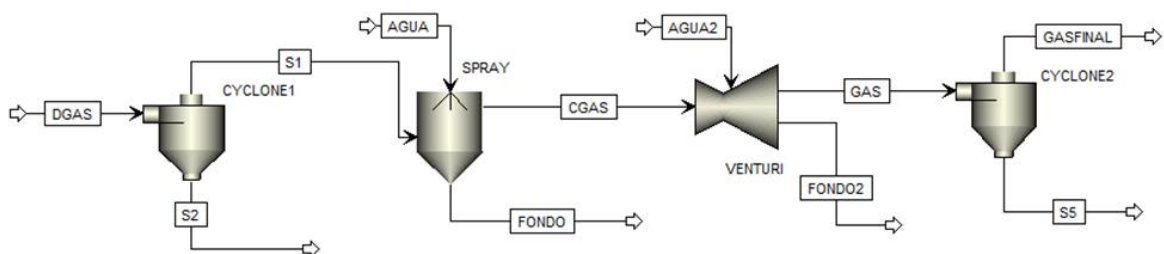
Según lo anterior, en ocho horas de operación se tendrán 410 kg de material particulado en un tanque de recolección y suministro de agua. Para una operación de 24 horas, tres tanques de suministro de agua serían necesarios, en donde mientras uno es sometido a limpieza, otro se encontrará operando y el último estará de respaldo. El volumen de cada uno de los tres tanques es definido según el 24% de la capacidad definida para el material particulado máximo; es decir, el volumen de cada tanque para un periodo de ocho horas de operación contendrá una masa de aproximadamente 1.6 toneladas (tres partes de agua y una de material particulado). Tomando 1.6 toneladas de agua, el volumen de cada tanque deberá ser de 1.6 m³. Una opción para evitar el uso de tres tanques y la limpieza de uno cada ocho horas corresponde al uso de filtros para el retiro de material particulado; esta opción es recomendada para su diseño en futuros trabajos.

El material sólido recuperado de cada tanque de suministro y recolección de agua sería enviado, junto con el sólido del primer ciclón, a una sección de recuperación de metales. El diseño de esta sección de recuperación, se encuentra fuera del alcance del presente documento, por lo cual se recomienda su desarrollo en futuros trabajos.

3.3 SIMULACIÓN DE LA OPERACIÓN DEL SISTEMA DE LAVADO

El sistema de lavado de gas diseñado en el presente documento fue simulado en el programa Aspen Plus V10. Los equipos simulados corresponden a los mostrados en la Figura 3. La Figura 8 presenta el diagrama de proceso codificado en Aspen Plus para representar al sistema de lavado; los componentes del material particulado fueron especificados según la Tabla 2, mientras que el gas fue considerado como aire. La granulometría del material particulado fue especificada según la Tabla 1A (ver Anexo). Los flujos de gas y material particulado correspondientes al primer ciclón fueron definidos según la Tabla 4. De manera similar, las dimensiones presentadas en las Tablas 4 – 6 fueron utilizadas en la definición de los parámetros para los equipos respectivos de la simulación. De otro lado, las propiedades de las sustancias fueron modeladas según el modelo de Peng-Robinson; a todas las corrientes involucradas en el proceso se les asignó la clase MIXCIPSD, que se utiliza cuando el proceso involucra sólidos convencionales y se cuenta con información sobre la distribución del tamaño de partícula.

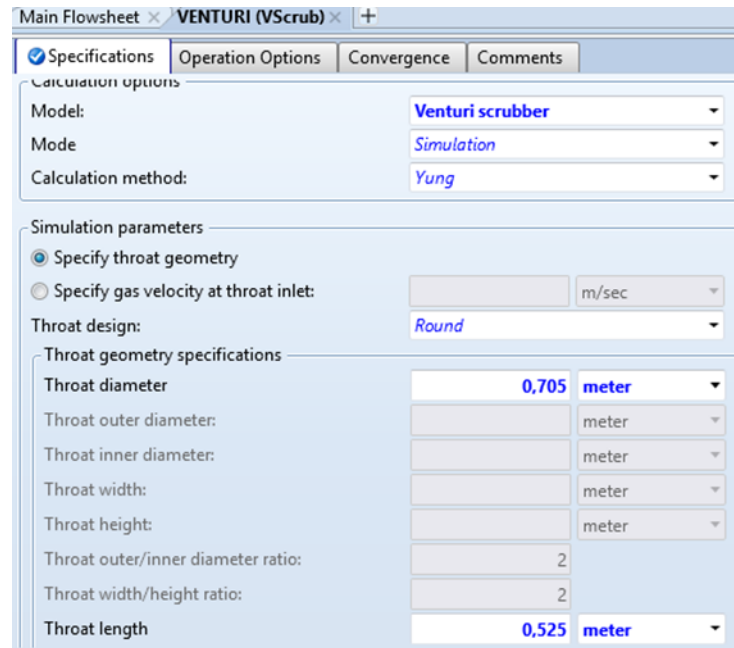
Figura 8. Diagrama de proceso del sistema de lavado de gases codificado en Aspen Plus.



En el caso de los ciclones se especificó el tipo, método de cálculo y diámetro del equipo. Para la cámara rociadora (torre de aspersion) se especificó el método de cálculo, la velocidad relativa del gas, el diámetro de la boquilla de aspersion y su ángulo de inclinación. En el Venturi *scrubber* se definió la geometría de la garganta,

especificando su diámetro y longitud. La Figura 9 muestra la pestaña para la codificación de las dimensiones del Venturi.

Figura 9. Diagrama de proceso del sistema de lavado de gases codificado en Aspen Plus.



La simulación reportó convergencia con los parámetros de diseño especificados en la anterior sección. Según los resultados de la simulación, los porcentajes de eficiencia, las velocidades y los flujos concuerdan con lo determinado en diseño (ver Tablas 4 – 7). La eficiencia reportada por la simulación para el ciclón corresponde al 93%, dos puntos por debajo de lo establecido en diseño. Así mismo, las eficiencias para la cámara de rocío y el segundo ciclón corresponden a 96% y 94% por simulación, y a 90% y 96% por diseño. De igual manera, las caídas de presión que reporta la simulación corresponden a 20000 Pa, 4000 Pa, 4300 Pa y 12600 Pa para el primer ciclón, la cámara rociadora, el Venturi y el segundo ciclón, respectivamente; estos valores coinciden en magnitud con los estimados por diseño para los mismos equipos (15800 Pa, 4000 Pa, 5729 Pa y 15800 Pa, respectivamente). Respecto a los flujos de material particulado, la simulación

reporta los valores presentados en la Tabla 8. Según los flujos de este material, el primer ciclón despoja 900 kg/h mientras que en el último el gas de cima reporta un flujo de 0.1 kg/h, coincidiendo con los valores calculados en el diseño. Con los resultados coincidentes respecto al diseño es posible afirmar que la simulación desarrollada en Aspen Plus representa la operación del sistema de lavado de gases.

Tabla 8. Flujos máxicos en kg/h del material particulado en los flujos de entrada y salida de cada equipo en el sistema de lavado, según la simulación desarrollada en Aspen Plus.

	<i>Cyclone 1</i>			<i>Spray Tower</i>			<i>Venturi</i>			<i>Cyclone 2</i>		
	Entrad a	Cim a	Fond o	Entrad a	Cim a	Fond o	Entrad a	Cim a	Fond o	Entrad a	Cim a	Fond o
ZnO	38.2	4.5	33.7	4.5	3.6	0.9	3.6	3.2	0.3	3.2	0.0	3.0
Fe3O4	39.2	4.6	34.6	4.6	3.7	0.9	3.7	3.3	0.4	3.3	0.0	3.2
KCl	15.1	1.8	13.3	1.8	1.4	0.4	1.4	1.3	0.1	1.3	0.0	1.3
ZnCl2	7.8	0.9	6.9	0.9	0.7	0.2	0.7	0.7	0.1	0.7	0.0	0.7
Cd(OH) 2	4.0	0.5	3.5	0.5	0.4	0.1	0.4	0.3	0.0	0.3	0.0	0.3
Mn3O4	3.6	0.4	3.1	0.4	0.3	0.1	0.3	0.3	0.0	0.3	0.0	0.3
NaCl	0.2	0.0	0.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
La2O3	0.2	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Fe2ZnO 4	912.8	107. 4	805.4	107.4	86.0	21.4	86.0	77.7	8.4	77.7	0.1	77.6
		120.										
Total	1021.0	2	900.8	120.2	96.2	23.9	96.2	86.9	9.4	86.9	0.1	86.8

La simulación desarrollada fue utilizada en el análisis de los desempeños de cada equipo ante variaciones en las condiciones operacionales; para este análisis se utilizó la herramienta *Case Study* disponible en el ambiente de simulación de Aspen Plus. Las variaciones de +25% y -25% en los flujos y en la composición del material particulado fueron consideradas en el análisis; la Figura 10 presenta la ventana de la herramienta *Case Study* de Aspen Plus, en donde se establecen las variables y sus cambios para las simulaciones. Un total de 4096 simulaciones fueron ejecutadas por medio del *Case Study*. Los resultados del *Case Study* son mostrados en las Figuras 11 – 14.

Figura 10. Ventana del *Case Study* con las variables definidas en el análisis de la operación del sistema de lavado de gases.

Variable	Active	Manipulated variable	Units
▶ 1	<input checked="" type="checkbox"/>	Mass-Flow Stream=DGAS Substream=CIPSD Component=ZINC--01	kg/hr
▶ 2	<input checked="" type="checkbox"/>	Mass-Flow Stream=DGAS Substream=CIPSD Component=MAGNE-01	kg/hr
▶ 3	<input checked="" type="checkbox"/>	Mass-Flow Stream=DGAS Substream=CIPSD Component=POTAS-01	kg/hr
▶ 4	<input checked="" type="checkbox"/>	Mass-Flow Stream=DGAS Substream=CIPSD Component=ZINC--02	kg/hr
▶ 5	<input checked="" type="checkbox"/>	Mass-Flow Stream=DGAS Substream=CIPSD Component=CADMI-01	kg/hr
▶ 6	<input checked="" type="checkbox"/>	Mass-Flow Stream=DGAS Substream=CIPSD Component=TRIMA-01	kg/hr
▶ 7	<input checked="" type="checkbox"/>	Mass-Flow Stream=DGAS Substream=CIPSD Component=SODIU-01	kg/hr
▶ 8	<input checked="" type="checkbox"/>	Mass-Flow Stream=DGAS Substream=CIPSD Component=LANTH-01	kg/hr
▶ 9	<input checked="" type="checkbox"/>	Mass-Flow Stream=DGAS Substream=CIPSD Component=CADMI-02	kg/hr
▶ 10	<input checked="" type="checkbox"/>	Mass-Flow Stream=DGAS Substream=CIPSD Component=DIIRO-01	kg/hr
▶ 11	<input checked="" type="checkbox"/>	StdVol-Flow Stream=AGUA Substream=MIXED Component=WATER	gal/min
▶ 12	<input checked="" type="checkbox"/>	StdVol-Flow Stream=AGUA2 Substream=MIXED Component=WATER	gal/min
▶ 13	<input checked="" type="checkbox"/>	Block-Var Block=CYCLONE1 Variable=DIAM Sentence=SIMULATION	meter
▶ 14	<input checked="" type="checkbox"/>	Block-Var Block=SPRAY Variable=REL-GAS-VEL Sentence=SPRAY-PARAMS	m/sec
▶ 15	<input checked="" type="checkbox"/>	Block-Var Block=VENTURI Variable=DIAM-THROAT Sentence=SIMULATION	meter
▶ 16	<input checked="" type="checkbox"/>	Block-Var Block=VENTURI Variable=LEN-THROAT Sentence=SIMULATION	meter
▶ 17	<input checked="" type="checkbox"/>	Block-Var Block=CYCLONE2 Variable=DIAM Sentence=SIMULATION	meter

Figura 11. Resultados del *Case Study* para la variación en el % de remoción en el primer ciclón con cambios en la cantidad de material particulado.

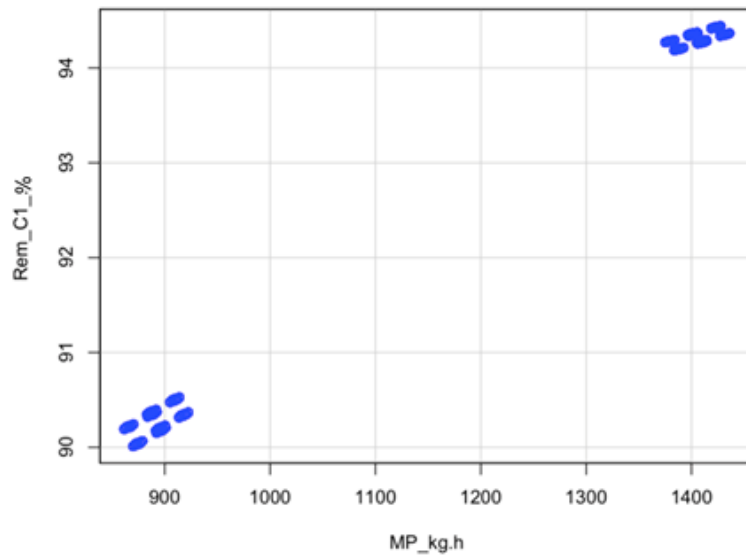


Figura 12. Resultados del *Case Study* para la variación en el flujo del material particulado en el gas de salida del sistema de lavado con cambios en la remoción del primer ciclón.

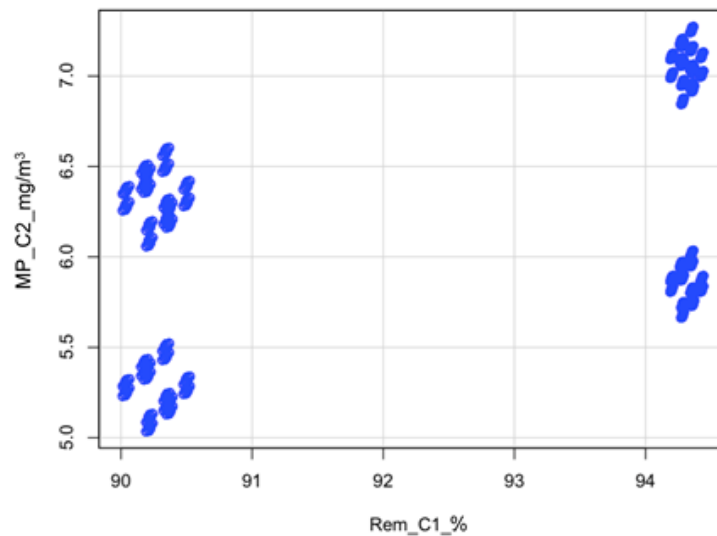


Figura 13. Resultados del *Case Study* para la variación en el material particulado del gas de salida del sistema de lavado con cambios en el flujo de agua en la cámara rociadora y en el flujo de agua en el Venturi.

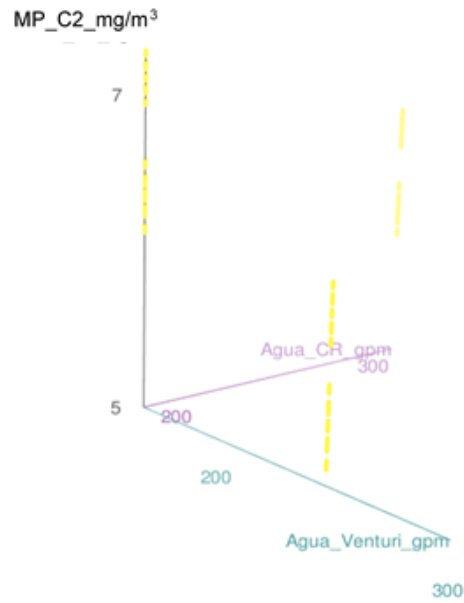
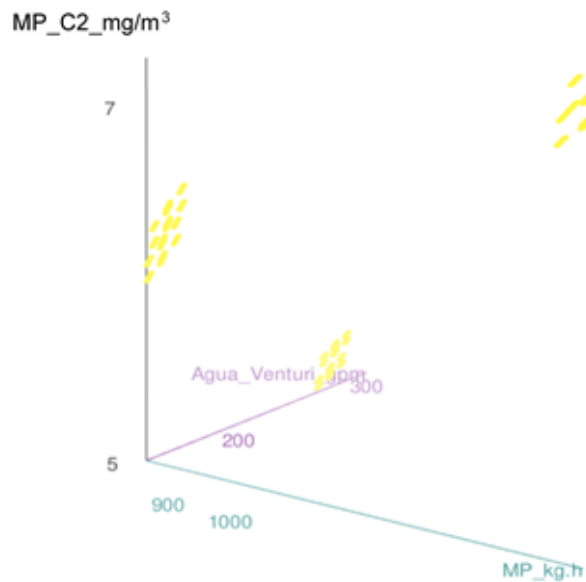


Figura 14. Resultados del *Case Study* para la variación en el material particulado del gas de salida del sistema de lavado con cambios en la cantidad de material particulado del gas de entrada y en el flujo de agua en el Venturi



Según la Figura 11, la eficiencia de remoción del primer ciclón aumenta con la cantidad de material particulado contenido en el gas de entrada al sistema de lavado; este resultado obtenido de la simulación concuerda con lo reportado en la literatura^{23, 24, 26}. A pesar de este aumento en la eficiencia del primer ciclón, el aumento en el material particulado del gas de entrada, aumenta la cantidad de material particulado en el gas tratado por el sistema lavador, tal como se puede apreciar en la Figura 12. Según los resultados, el aumento o la disminución en el material particulado del gas de salida es igual al porcentaje de aumento o disminución en el material particulado del gas de entrada; es decir, si el material del gas de entrada aumenta 25%, el contenido de material particulado del gas de salida también aumentará en un 25% respecto del caso base de diseño; el caso base exhibe un contenido de 6.1 mg/m^3 (0.1 kg/h) en el gas.

Así mismo, la Figura 13 presenta la variación del contenido de material particulado en el gas de salida del segundo ciclón con respecto al flujo de agua en la cámara rociadora y en el Venturi. Según esta figura, el incremento en los flujos de agua, tanto en la cámara rociadora como en el Venturi, favorecen la disminución del material particulado en el gas de salida del sistema de lavado. La disminución del material particulado es mayor con el aumento en el flujo de agua en el Venturi; es importante mencionar que la disminución alcanzada en los intervalos de variación exhibe valores bajos de concentración en el gas de salida del sistema lavador. Por su parte, la Figura 14 muestra que un aumento en el material particulado del gas de entrada al sistema lavador puede ser retirado de manera satisfactoria, por medio de un aumento en el flujo de agua al Venturi.

Un segundo *Case Study* fue realizado considerando la variación en la cantidad de material particulado del gas de entrada, así como el cambio en el diámetro del primer ciclón (entre 1.7 y 2.8 m); este segundo *Case Study* envolvió 2048 simulaciones. Las Figuras 15 y 16 ilustran los resultados para el flujo del material particulado y la fracción de remoción a la salida del primer ciclón respectivamente. Según estas

figuras, el aumento en el diámetro del primer ciclón (de 1.7 a 2.8 m) disminuye el retiro de material particulado; lo anterior se debe a la disminución en la probabilidad de choques del material particulado con el aumento en el diámetro²⁴.

Figura 15. Resultados del *Case Study* para la variación en el material particulado del gas de salida del primer ciclón con cambios en la cantidad de material particulado del gas de entrada y en el diámetro del primer ciclón.

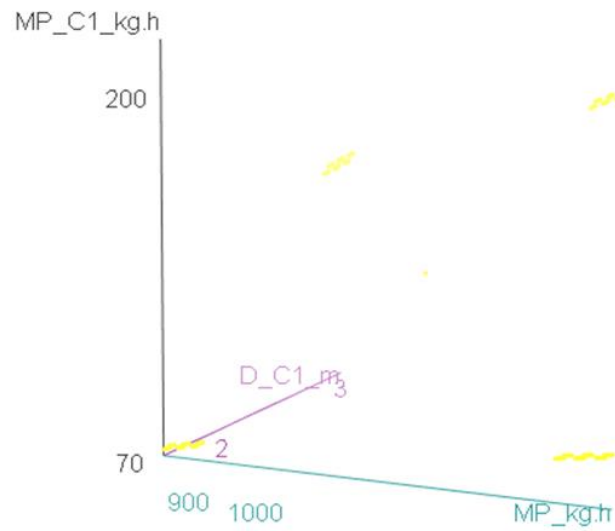
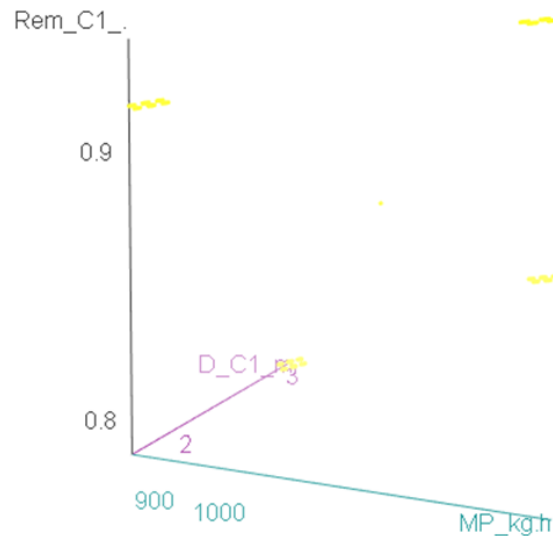


Figura 16. Resultados del *Case Study* para la fracción de remoción de material particulado del gas de salida del primer ciclón con cambios en la cantidad de material particulado del gas de entrada y en el diámetro del primer ciclón.



Además, otros tres *Case Study* fueron aplicados, uno para el diámetro de la cámara rociadora, otro para la longitud y el diámetro de la garganta del Venturi y otro para el diámetro del segundo ciclón. Según los resultados, el diámetro de la cámara rociadora no afecta de manera significativa la remoción de material particulado; esto se debe a que el flujo de agua establecido en la cámara rociadora es suficiente para compensar la disminución en la probabilidad de choques, ocasionada por el aumento en el diámetro. Así mismo, los resultados del *Case Study* para el Venturi reportan que un aumento en el diámetro de la garganta disminuye la eficiencia de retiro del material particulado, mientras que un aumento en su longitud favorece la remoción de este material. Más específicamente, un aumento de 0.7 a 1.2 m en el diámetro de la garganta disminuye la remoción de material particulado en un 30%, mientras que un aumento del 30% en la longitud de la garganta aumenta la remoción de material particulado en un 5%. Lo anterior se explica por la misma probabilidad presentada en el primer ciclón. De otro lado, la eficiencia de remoción del segundo ciclón aumenta levemente con la disminución en el diámetro del mismo; las

agrupaciones agua-material particulado generados en el Venturi, tienen un tamaño suficiente para su remoción en un amplio espectro de espacio en el ciclón.

Para finalizar, lo encontrado a través del análisis por simulación de la operación del sistema lavador de gases, confirma que el desempeño reportado por diseño conlleva a una remoción eficiente del material particulado. De igual manera, los resultados obtenidos de las simulaciones conducen a la afirmación de que las dimensiones del primer ciclón y de la garganta del Venturi, son los parámetros que más afectan la remoción del material particulado; de todas formas, en los intervalos de variación, tanto de flujos de material particulado como de las dimensiones de los equipos probados en las simulaciones, el sistema lavador reportó un desempeño suficiente, conducente al cumplimiento de las normas de emisión de material particulado.

4. CONCLUSIONES

El sistema de lavado de gases propuesto en el presente documento cumple con los criterios técnicos para el manejo de material particulado, especialmente con lo relacionado a la cantidad de zinc emitido a la atmósfera.

El diseño y las dimensiones de los equipos de sistema de lavado conllevan a una operación con emisión de gases a la atmósfera de 100 g/h, lo cual refiere una concentración de 6 mg/m³.

Los resultados de una simulación desarrollada en Aspen Plus conducen a la verificación del desempeño del sistema de lavado de gases. Según la simulación, el sistema de lavado puede despojar material particulado de manera satisfactoria, según la normatividad nacional, en el intervalo de flujos de este material entre 900 y 1400 kg/h.

5. RECOMENDACIONES

Como recomendación para estudios futuros se refiere la inclusión de un diseño para el sistema lavador, considerando un mayor espectro de material metálico reciclable. De igual manera, es recomendable la evaluación del uso de filtros para el retiro de material particulado del agua de reciclo a los ciclones. También, debido a la cantidad de metales del material particulado se recomienda el desarrollo de diseños para una sección de recuperación acoplada al sistema de lavado de gases.

BIBLIOGRAFIA

Abdel-latif, M. A. Fundamentals of zinc recovery from metallurgical wastes in the Enviroplas process. *Minerals Engineering*, 15(11), 945–952. 2002.

Baeyens, J., Brems, A., & Dewil, R. Recovery and recycling of post-consumer waste materials. Part 2. Target wastes (glass beverage bottles, plastics, scrap metal and steel cans, end-of-life tyres, batteries and household hazardous waste). *International Journal of Sustainable Engineering*, 3(4), 232–245. 2010.

Barkan, M.S. & Kovshov, V.P. Calculation of harmful impurities formation and technology of cupola dust-and-gas emission intensive cyclone cleaning from solids and gaseous components. *Global Journal of Pure and Applied Mathematics*, 12, 2323-2333. 2016.

Bhargava, A. Wet scrubbers – design of spray tower to control air pollutants. *International Journal of Environmental and Development*, 2, 68-73. 2016.

Cooper, C.C., Alley, G.C. *Air pollution control: A design approach*. Prospect Heights, Ill. Waveland Press, Inc. 1994.

Cuadrado, J.J. and Benavides, L.A. *Evaluación teórica del impacto de la incorporación de baterías gastadas en un proceso pirometalúrgico convencional*. Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero Metalúrgico. Universidad Industrial de Santander. 2018.

Comisión Europea, Dirección general CCI. Prevención y Control Integrados de la Contaminación. Documento de referencia sobre las mejores técnicas disponibles

para forja y fundición. 2004. Disponible en: <http://www.prtr-es.es/data/images/bref-forja-y-fundici%C3%B3n.pdf>

Dal, I., Rankin, W.J., The Effect of Sulphur on the Rate of Reduction of Zinc Oxide from Slag. *International Symposium—World Zinc 93*, Hobart, 10–13 October. de Nevers, N. 2000. Air pollution control Engineering. 2nd edition. McGraw-Hill. 1993.

Danzomo, B.A., Salami, M.J.E., Jibrin, S., Khan, Md.R., Nor, I.M. Performance evaluation of wet scrubber system for industrial air pollution control. *ARPJ Journal of Engineering and Applied Sciences*, 7, 1669-1677. 2012.

Echeverri, C.A. Diseño óptimo de ciclones. *Revista Ingenierías Universidad de Medellín*, 5, 123-139. 2006.

Goel, K.C., & Hollands, K.G.T. Optimum design of venturi scrubbers. *Atmospheric Environment*, 11(9), 837–845. doi:10.1016/0004-6981(77)90046-4 1977.

Henschen, H.C. Wet vs dry gas cleaning in the steel industry. *Journal of the Air Pollution Control Association*, 18, 338-342. 1968.

Hesketh, H.E. Atomization and cloud behavior in venturi scrubber. *Journal of the Air Pollution Control*, 23, 600-604. 1973.

Hesketh, H.E. & Mohan, K. Specifying Venturi scrubber throat length for effective particle capture at minimum pressure loss penalty. *Journal of the Air Pollution Control Association*, 33:9, 854-857. 1983.

Katz, S. & Landefeld, C.F. Foundry Processes. Their Chemistry and Physics. Plenum Press. USA. 1988.

Lisienko, V.G., Chesnokov, Yu.N., Lapteva, A.V., Noskov, V.Yu. Types of greenhouse gas emissions in the production of cast iron and Steel. IOP Conf. Ser.: *Mater. Sci. Eng.* 150, 012023. 2016.

McCabe, W.L., Smith, J.C., Harriott, P. *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. 4ta edición, McGraw-Hill. España. 1994.

Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial. Resolución 909 de 2008. "Por la cual se establecen las normas y estándares de emisión admisibles de contaminantes a la atmósfera por fuentes fijas y se dictan otras disposiciones". <http://www.ideam.gov.co/documents/51310/527650/Resolucion+909+de+2008.pdf/a3bcdf0d-f1ee-4871-91b9-18eac559dbd9>.

Mussatti, D. and Hemmer, P. *Wet Scrubbers for Particulate Matter*. EPA/452/B-02-001. 2002.

National Pollutant Inventory. Emission Estimation Technique Manual for Non-ferrous Metal, Version 1.1. Environment Australia. Commonwealth of Australia. 2001.

Rentz, O., Schultmann, F., Spengler, T., Sieverdingbeck, A., Engels, B. Prozeßintegrierte Umweltschutzmaßnahmen in der Eisen- und Stahlindustrie -Teil 2- Final report of the BMBF-research project FKZ: 01RV9701, Karlsruhe. 1999.

Reufer, F. and Davidi, C.. Modern blast furnace (BF) and converter (BOF) gas cleaning – A report of state-of-the-art technology. 85th SEASI Technical Committee Meeting. 2014. Disponible en: [http://www.seasi.org/EnvironmentalSafety/69/Most+Modern+Blast+Furnace+\(BF\)+and+Converter+\(BOF\)+Gas+Cleaning+%E2%80%93+a+Report+of+the+State-of-the-Art+Technology](http://www.seasi.org/EnvironmentalSafety/69/Most+Modern+Blast+Furnace+(BF)+and+Converter+(BOF)+Gas+Cleaning+%E2%80%93+a+Report+of+the+State-of-the-Art+Technology).

Schubert, E.S. & Gottschling, R.. Co-generation: a challenge for furnace off-gas cleaning systems. In: *Southern Africa Pyrometallurgy*, edited by R.T. Jones & P. de Hoed. Johannesburg, South Africa. 2011

Schultmann, F., Engels, B., Rentz, O. Cleaner Technology by Using Flowsheet-simulation for Decision Support in Process Industries. *Environmental Communication in the Information Society - Proceedings of the 16th Conference*. 2002. Disponible en: <http://enviroinfo.eu/sites/default/files/pdfs/vol106/0459.pdf>

Selivanov, E.N., Tyushnyakov, S.N. & Pankratov, A.A. Forms of Zinc Occurrence in Blast-Furnace Dust. *Metallurgist* 62, 225–230. 2018.. Disponible en: <https://doi.org/10.1007/s11015-018-0649-3>

Shang, H., Scott, J. A., & Araujo, A. *Modeling and Control of Industrial Off-gas Systems. Plantwide Control*, 361–384. (2012).

Taiwo, M.I., Namadi, M.A., Mokwa, J.B. Design and analysis of cyclone dust separator. *American Journal of Engineering Research*, 5, 130-134. 2016.

Theodore, L. 2008. *Air pollution control equipment calculations*. John Wiley & Sons.

Tyushnyakov, S.N., Selivanov, E.N. & Pankratov, A.A. Forms of Zinc Found in Electric Steel Smelting Furnace Gas Cleaning Dust. *Metallurgist* 62, 485–492. 2018.

Val'dberg, A.Yu. & Dubinskaya, F.E. Design and operational aspects of Venturi scrubbers. *Chemical and Petroleum Engineering*, 38, 485-489. 2002.

Vásquez-Orejarena, G. A. *Aplicación de los balances de masa para establecer los efectos de la incorporación de residuos de baterías gastadas durante la producción*

de acero en el horno de arco eléctrico. Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero Metalúrgico. Universidad Industrial de Santander. 2020.

Wriedt, H. A. The O–Zn (Oxygen-Zinc) system. *Journal of Phase Equilibria*, 8(2), 166–176. doi:10.1007/bf02873202. 1987.

ANEXOS

Anexo A. Reglas de diseño

Tabla 1A. Distribución común tamaño de partícula en hornos de fundición (Kenneth, W., Warner, C.F., Davis, W.T. 2003. *Air Pollution: Its origin and control*. Third edition, Pearson.).

Rango (μm)	d_{pm} (μm)	M (%)
0 - 0,625	0.3125	31.1
0,625 - 1	0.8125	4.3
1 - 2,5	1.75	7.9
2,5 - 5	3.75	8.7
5 - 10	7.5	13
10 - 100	55	35

Figura 1A. Relación entre las velocidades del gas en la garganta.

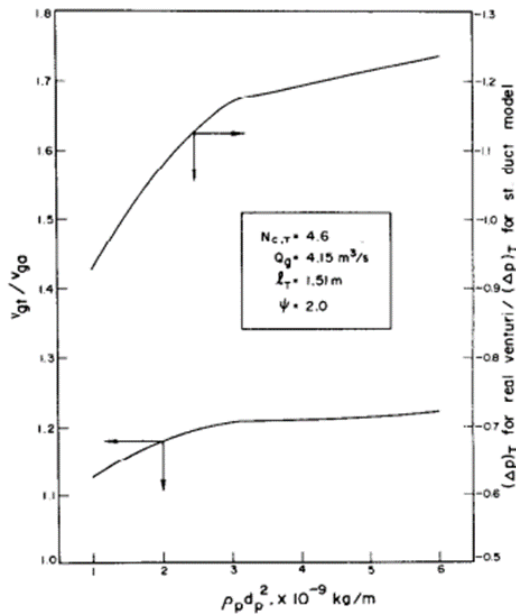


Fig. 12. Effect of $\rho_p d_p^2$ on optimum v_{gt}/v_{go} .

Fuente: Goel & Hollands, 1977.

Figura 2A. Relación dimensiones del Venturi.

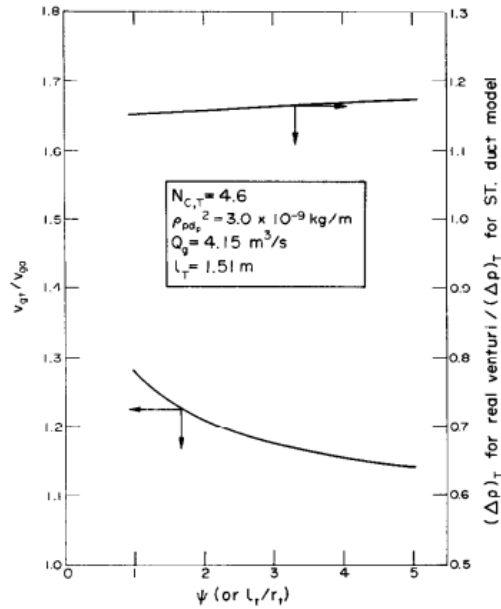


Fig. 10. Effect of ψ on optimum v_{g1}/v_{ga} .

Fuente: Goel & Hollands, 1977.

Figura 3A. Caída de presión vs relación entre las velocidades en el Venturi.

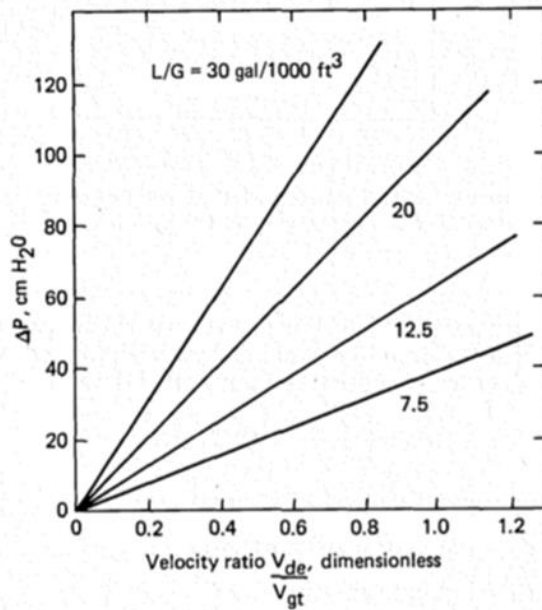


Figure 3. Venturi scrubber pressure drop vs. velocity ratio as a function of liquid to gas ratio.¹

Fuente: Hesketh & Mohan, 1983.