



UNIVERSIDAD DE CHILE
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA

**ANÁLISIS Y FORMULACIÓN DE SISTEMAS DE EXTRACCIÓN DE GASES PARA
HORNO DE ALTA TEMPERATURA E INSTALACIONES DE COINCINERACIÓN**

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL MECÁNICO

ALDO ANDRÉS SANETTI ALARCÓN

PROFESOR GUÍA:
LEONEL NÚÑEZ LAZO

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:
RODRIGO HERNÁNDEZ PELLICER
RODRIGO PALMA HILLERNS

SANTIAGO DE CHILE
ENERO 2016

RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR AL
TÍTULO DE: INGENIERO CIVIL MECÁNICO
POR: ALDO ANDRÉS SANETTI ALARCÓN
FECHA: 14/01/2016
PROFESOR GUÍA: LEONEL NÚÑEZ LAZO

ANÁLISIS Y FORMULACIÓN DE SISTEMAS DE EXTRACCIÓN DE GASES PARA HORNOS DE ALTA TEMPERATURA E INSTALACIONES DE COINCINERACIÓN

Los sistemas de extracción de gases (SEG) se emplean para extraer gases de combustión y de procesos con el fin de realizar el abatimiento de los contaminantes atmosféricos. Un SEG consiste típicamente de un circuito de ductos de extracción con equipos de: i. Post-combustión, ii. Enfriamiento del flujo, iii. Abatimiento del material particulado, iv. Abatimiento de gases contaminantes, y v. Impulsión.

Para el diseño de SEGs se emplea clásicamente la teoría de ventilación y el gas efluente se trata como aire puro, lo cual es una mala aproximación porque la constitución del gas (normalmente conteniendo material particulado) y sus propiedades fisicoquímicas pueden propiciar fenómenos adversos y/o reducciones de eficiencia general. Ante este panorama complejo en este proyecto se propone dar un nuevo enfoque al problema considerando aspectos tales como: i. Composición química variable del gas efluente, ii. Transporte en flujo bifásico (gas + partículas), iii. Incorporación de modernas tecnologías de abatimiento de contaminantes atmosféricos y iv. Incorporación de modernas tecnologías de instrumentación y control de procesos.

El proyecto plantea desarrollar y aplicar una metodología de diseño y control de procesos para SEGs en instalaciones de alta temperatura, fundiciones de acero y plomo, e instalaciones de coincineración, con capacidades de hasta 54.000 m³/h, con la finalidad de cumplir la norma chilena de emisiones detallada en el Decreto Supremo 29. Sus objetivos específicos son: i. Realizar una evaluación del estado del arte de tecnologías para el tratamiento de gases en hornos de fundición e instalaciones de coincineración, ii. Desarrollar una metodología de diseño que entregue el dimensionamiento de sistemas de extracción, equipos y ductería, en función del caudal y concentración de contaminantes emitidos por el equipo industrial, iii. Desarrollar la filosofía de control del sistema de extracción de gases que entregue las variables a controlar, dispositivos de medición, lazos de control y operación de la instalación, y iv. Aplicar la metodología de diseño y control de procesos a 3 casos de la industria chilena y efectuar una estimación de la inversión económica requerida en cada caso.

Para desarrollar los objetivos del trabajo se emplea una metodología de revisión, análisis y cálculo de: i. Las propiedades fisicoquímicas del flujo, ii. Las condiciones de transporte neumático, iii. La distribución de material particulado, iv. Los balances: químicos, de materia y de energía, y v. El dimensionamiento de equipos y ductería. El método se aplica para el análisis de 3 casos típicos de la industria chilena.

Los principales resultados y conclusiones del proyecto muestran que: i. Considerar el gas efluente como flujo bifásico, con composición química variable, es adecuado para el diseño de SEGs dado que permite determinar con buena precisión y exactitud las propiedades fisicoquímicas y las condiciones de transporte neumático. Ello promueve un dimensionamiento apropiado de los equipos de depuración. ii. La energía térmica de los gases es recuperable, preferentemente, por medio de intercambiadores de calor de aceite térmico; los cuales pueden recuperar anualmente hasta el 20% de la inversión de la instalación para los casos de estudio, iii. El monitoreo continuo y/o el control automático de los elementos de un sistema de extracción de gases promueve estabilidad, eficiencia y seguridad en la operación diaria, iv. Los contaminantes que presentan un elevado costo de abatimiento son los óxidos de azufre y el material particulado. Esto se debe principalmente a la alta inversión económica en equipos para la depuración de estos compuestos.

Agradecimientos

A mis padres Aldo Sanetti Cárcamo y Betty Alarcón Bastidas por todo el esfuerzo y apoyo incondicional que me han entregado durante la vida. A mi hermana Daniela Sanetti Alarcón por alegrar todos los instantes que compartimos juntos. Los quiero.

A mi profesor guía Leonel Núñez Lazo por su ayuda, apoyo, paciencia, disposición y oportunidad que me dio de realizar este trabajo.

A mi compañera, amiga y pareja Evelin Paredes Salas por apoyarme en cada instante, por cambiar mi vida y transformarla en felicidad. Te amo.

A mi gata por estar sobre mis piernas e impedir que pueda escribir tranquilo la mayoría de los textos de este trabajo. Gran compañía.

A la enorme cantidad de té, café y mate para mantenerme despierto y atento.

A toda persona que ha cruzado mi camino, para bien o para mal, que ha formado mi personalidad, que ha entregado valores y me permite ser quien soy.

Gracias a todos.

Tabla de contenido

Resumen.....	i
Agradecimientos.....	ii
Tabla de contenido.....	iii
Índice de figuras.....	vii
Índice de tablas.....	x
1 Introducción.....	1
1.1 Antecedentes y Motivación.....	1
1.2 Objetivo General.....	2
1.3 Objetivos específicos.....	2
2 Antecedentes Generales.....	3
2.1 Problemática de contaminación atmosférica.....	3
2.2 Hornos e incineradores industriales.....	3
2.2.1 Hornos en la industria del acero.....	3
2.2.2 Hornos en la industria del plomo.....	5
2.2.3 Hornos de incineración.....	7
2.3 Contaminantes atmosféricos.....	9
2.4 Norma chilena de emisiones.....	10
2.5 Metodos de abatimiento de material particulado.....	12
2.5.1 Intercepción directa.....	12
2.5.2 Intercepción por inercia.....	13
2.5.3 Captura por difusión browniana.....	13
2.5.4 Captura por efectos electrostáticos.....	14
2.5.5 Captura por absorción y adsorción.....	14
2.6 Abatimiento de gases contaminantes.....	15
2.6.1 Abatimiento de monóxido de carbono y compuestos quemados.....	15
2.6.2 Abatimiento de óxidos de nitrógeno NO _x	15
2.6.3 Abatimiento de dióxido de azufre SO ₂	15
2.7 Elementos de control de procesos industriales.....	16
2.7.1 Lazo abierto.....	16
2.7.2 Lazo cerrado.....	17
2.7.3 Controlador lógico programable.....	17

3	Metodología.....	18
3.1	Metodología de cálculo para propiedades de flujo bifásico	19
3.1.1	Composición y densidad de flujo bifásico	19
3.1.2	Densidad de la fase gaseosa	21
3.1.3	Viscosidad dinámica del flujo bifásico.....	23
3.1.4	Calor específico del flujo bifásico.....	25
3.2	Metodología de cálculo para transporte neumático.....	27
3.2.1	Caudal y flujo másico	27
3.2.2	Caudal normalizado de gases	28
3.2.3	Velocidad mínima de transporte	28
3.2.4	Pérdida de carga en ductos.....	30
3.2.5	Concentración de contaminantes atmosféricos	32
3.3	Metodología de estimación para distribución de partículas	32
3.3.1	Distribución log-Normal	32
3.3.2	Estimación de los parámetros μ_p y σ_p	33
3.3.3	Estimación de distribuciones	34
3.3.4	Distribución y eficiencia de recolección	35
3.4	Metodología de cálculo para balances.....	37
3.4.1	Balance de combustión de CO	37
3.4.2	Balance de reducción catalítica no selectiva de NO_x	37
3.4.3	Balances de materia en un sistema de equipos en serie	38
3.4.4	Balances de presión en un sistema de equipos en serie	38
4	Estado del arte de tecnologías aplicables.....	39
4.1	Equipos y tecnologías de abatimiento.....	39
4.1.1	Cámaras de sedimentación	39
4.1.2	Ciclones	40
4.1.3	Precipitadores electrostáticos.....	43
4.1.4	Filtros de mangas.....	44
4.1.5	Scrubbers.....	47
4.1.6	Cámaras de post-combustión.....	48
4.2	Equipos y tecnologías auxiliares	49
4.2.1	Intercambiadores de calor	49
4.2.2	Válvulas de dilución.....	52
4.2.3	Ventilador centrífugo	53

5	Sistemas de extracción de gases: Diseño y Control	54
5.1	Diseño de un sistema de extracción de gases	54
5.1.1	Componentes del sistema aplicable	54
5.1.2	Condiciones de límites de operación	56
5.1.3	Dimensionamiento del sistema de extracción de gases	57
5.2	Filosofía de control del sistema de extracción	58
5.2.1	Variables de control e instrumentación	58
5.2.2	Estructura de control del sistema de extracción	59
6	Casos de estudio: Resultados y análisis	64
6.1	Descripción general de casos de estudio	64
6.1.1	Caso RT – Fundición de plomo	64
6.1.2	Caso PR – Instalación de coincineración	65
6.1.3	Caso AC – Fundición de acero	66
6.2	Configuración de sistemas de extracción de gases	67
6.2.1	Caudales de diseño	68
6.2.2	Velocidades de transporte y diámetros de ductos	68
6.2.3	Eficiencias de abatimiento y concentraciones finales	69
6.2.3.1	Caso RT – Eficiencias y concentraciones finales	69
6.2.3.2	Caso PR – Eficiencias y concentraciones finales	71
6.2.3.3	Caso AC – Eficiencias y concentraciones finales	72
6.2.4	Especificaciones técnicas de los equipos para cada SEG	74
6.2.4.1	Cámaras de post-combustión	74
6.2.4.2	Intercambiadores de calor	75
6.2.4.3	Ciclones	75
6.2.4.4	Válvulas de dilución	76
6.2.4.5	Filtros de mangas	76
6.2.4.6	Scrubbers húmedos	77
6.2.4.7	Ventiladores centrífugos	77
6.2.5	Dimensionamiento de cañerías y pérdidas de carga en SEG	78
6.2.6	Planos: Disposición general de equipos y P&IDs	80
6.2.7	Inversión económica y ahorro energético	81
6.3	Comparación de casos	83
7	Conclusiones y recomendaciones	86
	Bibliografía	89

Anexos	90
<i>Anexo A Proporciones de un ciclón de alta eficiencia</i>	<i>91</i>
<i>Anexo B Factores de velocidad de filtración para filtros de mangas.....</i>	<i>92</i>
<i>B.1 Factor de material a filtrar.....</i>	<i>92</i>
<i>B.2 Factor de aplicación.....</i>	<i>92</i>
<i>B.3 Factor de aplicación.....</i>	<i>93</i>
<i>B.4 Factor de finura de polvo</i>	<i>93</i>
<i>B.5 Factor de carga de polvo</i>	<i>93</i>
<i>Anexo C Balances de materia en el sistema de extracción de gases.....</i>	<i>94</i>
<i>C.1 Balance de materia – Cámara de post – combustión.....</i>	<i>94</i>
<i>C.2 Balance de materia – Intercambiadores de calor.....</i>	<i>94</i>
<i>C.3 Balance de materia – Ciclón.....</i>	<i>95</i>
<i>C.4 Balance de materia – Dilución</i>	<i>95</i>
<i>C.5 Balance de materia – Filtro de mangas</i>	<i>95</i>
<i>C.6 Balance de materia – Scrubber</i>	<i>96</i>
<i>C.7 Balance de materia – Ventilador.....</i>	<i>96</i>
<i>Anexo D Disposición general de equipos – Caso RT [mm]</i>	<i>97</i>
<i>Anexo E Disposición general de equipos – Caso PR [mm]</i>	<i>98</i>
<i>Anexo F Disposición general de equipos – Caso AC [mm].....</i>	<i>99</i>
<i>Anexo G Diagrama de procesos e instrumentación – Caso RT.....</i>	<i>100</i>
<i>Anexo H Diagrama de procesos e instrumentación – Caso PR.....</i>	<i>101</i>
<i>Anexo I Diagrama de procesos e instrumentación – Caso AC</i>	<i>102</i>

Índice de figuras

<i>Figura 2.1: Horno de cubilote típico.</i>	4
<i>Figura 2.2: Horno de inducción magnética típico.</i>	4
<i>Figura 2.3: Horno de arco eléctrico típico.</i>	5
<i>Figura 2.4: Horno de crisol típico.</i>	6
<i>Figura 2.5: Horno de Reverbero típico.</i>	6
<i>Figura 2.6: Horno rotatorio típico.</i>	7
<i>Figura 2.7: Incinerador de solera fija típico.</i>	8
<i>Figura 2.8: Incinerador rotatorio típico.</i>	8
<i>Figura 2.9: Mecanismo de intercepción directa.</i>	12
<i>Figura 2.10: Mecanismo de intercepción por inercia.</i>	13
<i>Figura 2.11: Mecanismo de captura por difusión browniana.</i>	13
<i>Figura 2.12: Mecanismo de captura por efectos electrostáticos.</i>	14
<i>Figura 2.13: Mecanismo de absorción y adsorción.</i>	14
<i>Figura 2.14: Esquema de un lazo abierto típico.</i>	17
<i>Figura 2.15: Esquema de un lazo cerrado típico.</i>	17
<i>Figura 3.1: Esquema de flujo bifásico en un ducto.</i>	19
<i>Figura 3.2: Densidad de flujo bifásico y concentración de sólidos.</i>	20
<i>Figura 3.3: Comparación de la densidad de GC y el aire.</i>	22
<i>Figura 3.4: Comparación de la viscosidad dinámica entre GC y el aire.</i>	24
<i>Figura 3.5: Comparación del calor específico promedio entre GC y el aire.</i>	27
<i>Figura 3.6: Velocidad mínima de transporte para un caudal de 1 m³/s.</i>	30
<i>Figura 3.7: Distribución real y estimada para un horno de cubilote típico.</i>	35
<i>Figura 3.8: Distribución real y estimada para un horno de arco eléctrico típico.</i>	35
<i>Figura 4.1: Cámara de sedimentación típica.</i>	39
<i>Figura 4.2: Ciclón industrial típico: a) Funcionamiento, b) Dimensiones.</i>	41
<i>Figura 4.3: Precipitador electrostático típico.</i>	43
<i>Figura 4.4: Filtro de mangas típico.</i>	44
<i>Figura 4.5: Scrubbers por vía húmeda a) Tipo Venturi b) Tipo torre empacada.</i>	47
<i>Figura 4.6: Cámara de post-combustión típica.</i>	48
<i>Figura 4.7: Intercambiador de calor por convección natural.</i>	50
<i>Figura 4.8: Intercambiador de calor por convección forzada.</i>	50
<i>Figura 4.9: Intercambiador de calor (aceite térmico) a) Funcionamiento b) Equipo real.</i>	51
<i>Figura 4.10: Funcionamiento de válvula de dilución.</i>	52
<i>Figura 4.11: Ventilador centrifugo típico.</i>	53
<i>Figura 5.1: Componentes del sistema de extracción de gases.</i>	56
<i>Figura 5.2: Estructura de control de la cámara de post – combustión.</i>	60
<i>Figura 5.3: Estructura de control de los intercambiadores de calor.</i>	61
<i>Figura 5.4: Estructura de control de la dilución.</i>	62
<i>Figura 5.5: Estructura de control del filtro de mangas, scrubber y ventilador centrifugo.</i>	63
<i>Figura 6.1: Distribución de material particulado y eficiencias – Caso RT.</i>	70
<i>Figura 6.2: Distribución de material particulado y eficiencias – Caso PR.</i>	71
<i>Figura 6.3: Distribución de material particulado y eficiencias – Caso AC.</i>	73
<i>Figura 6.4: Variación de la presión en SEG – Caso RT.</i>	78

<i>Figura 6.5: Variación de la presión en SEG – Caso PR.</i>	79
<i>Figura 6.6: Variación de la presión en SEG – Caso AC.</i>	79
<i>Figura 6.7: Evolución del caudal en casos de estudio.</i>	83
<i>Figura A.1: Dimensiones de un ciclón de alta eficiencia.</i>	91

Índice de tablas

<i>Tabla 2.1: Contaminantes atmosféricos según composición y origen.</i>	9
<i>Tabla 2.2: Contaminantes atmosféricos según tamaño.</i>	10
<i>Tabla 2.3: Valores límites de emisión según DS29.</i>	11
<i>Tabla 3.1: Masas molares de gases típicos.</i>	21
<i>Tabla 3.2: Composición de GC (Gas de comparación).</i>	22
<i>Tabla 3.3: Valores de referencia y constante de Sutherland.</i>	24
<i>Tabla 3.4: Constantes para calor específico molar de gases ideales.</i>	25
<i>Tabla 3.5: Factores de pérdida por accesorio.</i>	31
<i>Tabla 3.6: Efectos de la velocidad en la pérdida de carga.</i>	31
<i>Tabla 3.7: Parámetros de distribución estimados.</i>	34
<i>Tabla 4.1: Ventajas y desventajas de las cámaras de sedimentación.</i>	40
<i>Tabla 4.2: Ventajas y desventajas de los ciclones.</i>	41
<i>Tabla 4.3: Ventajas y desventajas de los precipitadores electrostáticos.</i>	43
<i>Tabla 4.4: Ventajas y desventajas de los filtros de mangas.</i>	44
<i>Tabla 4.5: Factores de velocidad de filtración.</i>	45
<i>Tabla 4.6: Eficiencia estimada de un filtro de mangas.</i>	46
<i>Tabla 4.7: Materiales de telas filtrantes.</i>	46
<i>Tabla 4.8: Ventajas y desventajas de los scrubbers.</i>	47
<i>Tabla 4.9: Ventajas y desventajas de las cámaras de post – combustión.</i>	49
<i>Tabla 4.10: Ventajas y desventajas de los intercambiadores de calor.</i>	51
<i>Tabla 4.11: Ventajas y desventajas de las válvulas de dilución.</i>	52
<i>Tabla 5.1: Puntos de evaluación elementos del sistema de extracción.</i>	55
<i>Tabla 5.2: Datos requeridos para el dimensionamiento del sistema de extracción de gases.</i>	57
<i>Tabla 5.3: Instrumentación para las variables de control.</i>	59
<i>Tabla 6.1: Composición de los gases a la salida del horno – Caso RT.</i>	64
<i>Tabla 6.2: Concentración de contaminantes a la salida del horno – Caso RT.</i>	65
<i>Tabla 6.3: Composición de los gases a la salida del horno – Caso PR.</i>	65
<i>Tabla 6.4: Concentración de contaminantes a la salida del horno – Caso PR.</i>	66
<i>Tabla 6.5: Composición de los gases a la salida del horno – Caso AC.</i>	67
<i>Tabla 6.6: Concentración de contaminantes a la salida del horno – Caso AC.</i>	67
<i>Tabla 6.7: Caudales de diseño para casos de estudio.</i>	68
<i>Tabla 6.8: Velocidad mínima de transporte, velocidad de diseño y diámetros de ductos.</i>	69
<i>Tabla 6.9: Efecto de los flujos sobre la concentración y eficiencia requeridas – Caso RT.</i>	69
<i>Tabla 6.10: Concentraciones finales de emisión – Caso RT.</i>	70
<i>Tabla 6.11: Efecto de los flujos sobre la concentración y eficiencia requeridas – Caso PR.</i>	71
<i>Tabla 6.12: Concentraciones finales de emisión – Caso PR.</i>	72
<i>Tabla 6.13: Efecto de los flujos sobre la concentración y eficiencia requeridas – Caso AC.</i>	72
<i>Tabla 6.14: Concentraciones finales de emisión – Caso AC.</i>	73
<i>Tabla 6.15: Especificaciones de las cámaras de post-combustión.</i>	74
<i>Tabla 6.16: Especificaciones de los intercambiadores de calor.</i>	75
<i>Tabla 6.17: Especificaciones de los ciclones.</i>	75
<i>Tabla 6.18: Especificaciones de las válvulas de dilución.</i>	76
<i>Tabla 6.19: Especificaciones de los filtros de mangas.</i>	76

<i>Tabla 6.20: Especificaciones de los scrubbers.....</i>	<i>77</i>
<i>Tabla 6.21: Especificaciones de los ventiladores centrífugos.....</i>	<i>77</i>
<i>Tabla 6.22: Requerimientos de ductos y accesorios para cada caso.</i>	<i>78</i>
<i>Tabla 6.23: Cuadro de inversiones – Caso RT.....</i>	<i>81</i>
<i>Tabla 6.24: Cuadro de inversiones – Caso PR.</i>	<i>81</i>
<i>Tabla 6.25: Cuadro de inversiones – Caso AC.</i>	<i>82</i>
<i>Tabla 6.26: Ahorro energético anual para cada caso (UF = \$25.000).</i>	<i>82</i>
<i>Tabla 6.27: Concentración y velocidades de transporte por cada caso.....</i>	<i>84</i>
<i>Tabla 6.28: Cantidad de equipos por cada caso.</i>	<i>84</i>
<i>Tabla 6.29: Caída de presión y potencia de ventilador en cada caso.....</i>	<i>85</i>
<i>Tabla 6.30: Inversión económica y ahorro energético.</i>	<i>85</i>
<i>Tabla A.1: Proporciones de un ciclón de alta eficiencia.</i>	<i>91</i>
<i>Tabla B.1: Factor de material a filtrar.</i>	<i>92</i>
<i>Tabla B.2: Factor de aplicación.....</i>	<i>92</i>
<i>Tabla B.3: Factor de temperatura.</i>	<i>93</i>
<i>Tabla B.4: Factor de finura de polvo.</i>	<i>93</i>
<i>Tabla B.5: Factor de carga de polvo.</i>	<i>93</i>

1 Introducción

Nuestro país cuenta con una gran actividad industrial en las distintas regiones, lo que se puede decir, sustenta la economía. Se pueden encontrar el procesamiento de alimentos, de textiles, de productos químicos, de plásticos, de papel, de caucho y metales básicos. Sin embargo, toda esta actividad industrial y la masificación de la misma, han traído consigo una serie de problemas de contaminación ambiental, que actualmente afecta a varias localidades, como la polución del aire, del agua y del suelo.

Dentro del mundo industrial, se encuentran 3 vectores de contaminación atmosférica: fundiciones de acero, fundiciones de plomo e instalaciones de coque.

1.1 Antecedentes y Motivación [1]

La fundición se define como el proceso donde la materia prima es llevada desde un estado sólido a un estado líquido en hornos de alta temperatura. A veces, se añaden elementos aleantes que cambian la composición química del metal, dándole de esa manera nuevas propiedades mecánicas. Muchos elementos de la carga son responsables de la generación de compuestos gaseosos indeseables que producen contaminación, además, el proceso de fundición genera material particulado, capaz de provocar efectos nocivos en la salud.

Las instalaciones de coque tienen como objetivo reducir a cenizas, por medio de combustión, todo tipo de desechos orgánicos, plásticos no reciclables y desechos de hospitales, entre otros desechos. La combustión de éstos, al igual que en las fundiciones, provoca la formación de compuestos gaseosos indeseables y material particulado. Las instalaciones de coque se diferencian de las instalaciones de incineración por realizar procesos de post - combustión a los desechos.

En este escenario nacional este estudio pretende contribuir a resolver el problema de la contaminación atmosférica producto de las emisiones de hornos de alta temperatura y cumplir con la normativa actual de emisiones, con una mirada crítica de procesos y fenómenos.

El proyecto consiste en la elaboración de una metodología para diseño y control de procesos de sistemas de extracción de gases. Un sistema de extracción de gases se define como el conjunto de equipos que permite el abatimiento y tratamiento de contaminantes atmosféricos, gases y partículas, emitidos por un horno industrial u otro foco contaminante.

El proyecto pretende ser un aporte para el desarrollo y aplicación de tecnologías que logran minimizar el impacto ambiental, realizar eficiencia energética y optimizar procesos para el abatimiento y control de contaminantes atmosféricos.

1.2 Objetivo General

Desarrollar y aplicar una metodología de diseño y control de procesos para sistemas de extracción de gases en instalaciones de alta temperatura, fundiciones de acero y plomo e instalaciones de coque, con capacidades de hasta 54.000 m³/h, con la finalidad de cumplir la norma chilena de emisiones detallada en el Decreto Supremo 29.

1.3 Objetivos específicos

- i. Realizar una evaluación del estado del arte de tecnologías para el tratamiento de gases en hornos de fundición e instalaciones de coque.
- ii. Desarrollar una metodología de diseño que entregue el dimensionamiento de sistemas de extracción, equipos y ductería, en función del caudal y concentración de contaminantes emitidos por el equipo industrial.
- iii. Desarrollar la filosofía de control del sistema de extracción de gases que entregue las variables a controlar, dispositivos de medición, lazos de control y operación de la instalación.
- iv. Aplicar la metodología de diseño y control de procesos a 3 casos de la industria chilena y efectuar una estimación de la inversión económica requerida en cada caso.

2 Antecedentes Generales

En nuestro país se pueden identificar una serie de instalaciones que utilizan alta temperatura con un objetivo específico. En el caso de las fundiciones es elaborar un producto a través de la fusión y solidificación de metales, como el acero y el plomo. Mientras que en el caso de las instalaciones de coincineración, es reducir a cenizas por combustión de una carga de desechos orgánicos no reciclables ni almacenables.

2.1 Problemática de contaminación atmosférica [2]

En toda instalación donde se trabaja con alta temperatura hay liberación de efluentes a la atmosfera. Estos son sustancias tales como: gases, aerosoles, material particulado, humos negros, nieblas y olores. Sin embargo, la emisión de efluentes no siempre implica contaminación atmosférica, ya que ésta se presenta cuando la concentración de uno o más sustancias que conforman este efluente alcanzan concentraciones suficientemente elevadas, sobre su nivel ambiental normal, como para producir riesgos, daños o molestias a las personas y ecosistemas.

La principal causa de la contaminación atmosférica está unida a procesos de combustión. En teoría, en una combustión perfecta se mezclan el hidrogeno y el carbono, contenido en el combustible, con oxígeno presente en el aire formando calor, fotones, dióxido de carbono y agua. Sin embargo, las impurezas contenidas en el combustible, las relaciones aire/combustible incorrectas o las temperaturas inadecuadas son la causa principal de la formación de compuestos nocivos para la salud y para el medio ambiente.

2.2 Hornos e incineradores industriales

Las instalaciones de alta temperatura se pueden clasificar según el tipo de equipos que la componen. Pueden ser: hornos de fundición, hornos incineradores o calderas. En este trabajo se analizan hornos o incineradores usados en la industria del acero y plomo e instalaciones de coincineración.

2.2.1 Hornos en la industria del acero [1]

En la industria del acero existe una gran variedad de hornos, sin embargo, se usan comúnmente los hornos de cubilote, hornos de inducción magnética y hornos de arco eléctrico.

- **Hornos de cubilote:** Utilizan el principio de combustión entre las materias primas para lograr la fusión. Son utilizados comúnmente para producir fundiciones (gris, modular, maleable) y trabajan a temperaturas de hasta 1.200°C. Se cargan con metal (chatarra), coque y fundente. La *Figura 2.1* muestra un horno de cubilote típico.

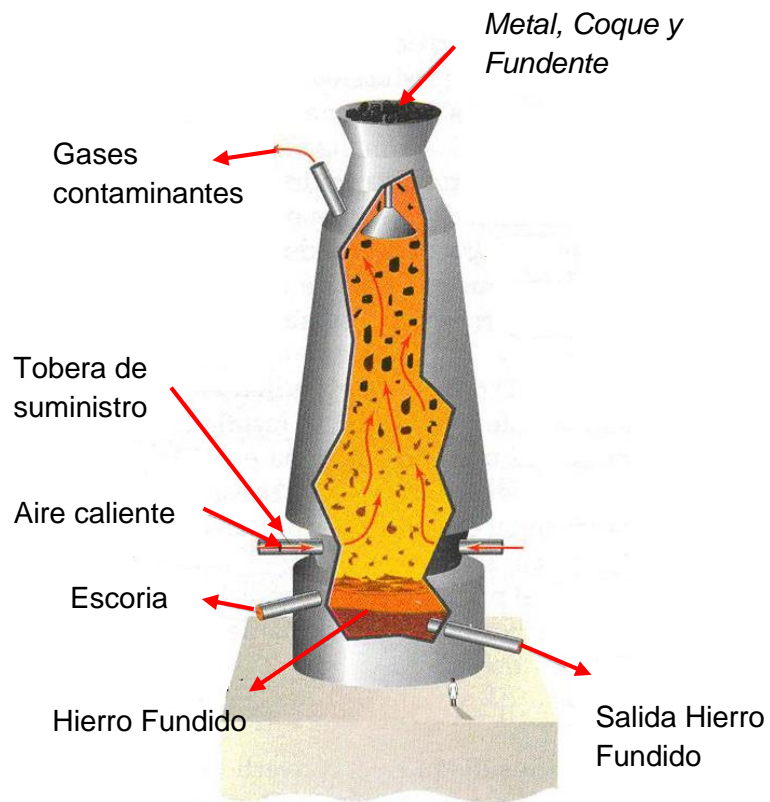


Figura 2.1: Horno de cubilote típico.

- **Hornos de inducción magnética:** Funcionan en base a un campo magnético, producido por la circulación de corriente alterna provocando una gran elevación de temperatura sobre el metal y su posterior fusión. La *Figura 2.2* muestra un horno típico de inducción magnética.

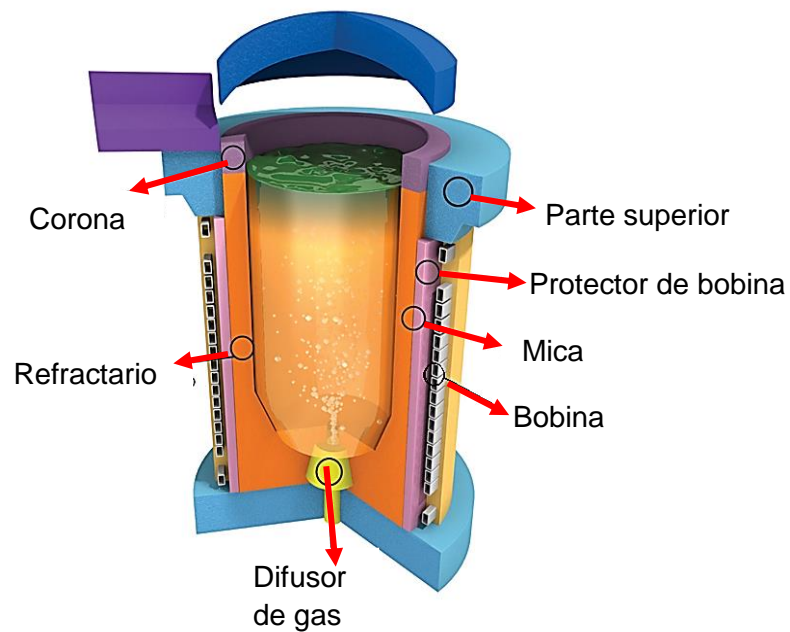


Figura 2.2: Horno de inducción magnética típico.

- **Hornos de arco eléctrico:** Funcionan en base a un arco eléctrico que se genera entre electrodos, encontrándose en el medio el material a fundir. La *Figura 2.3* muestra un horno típico de arco eléctrico.

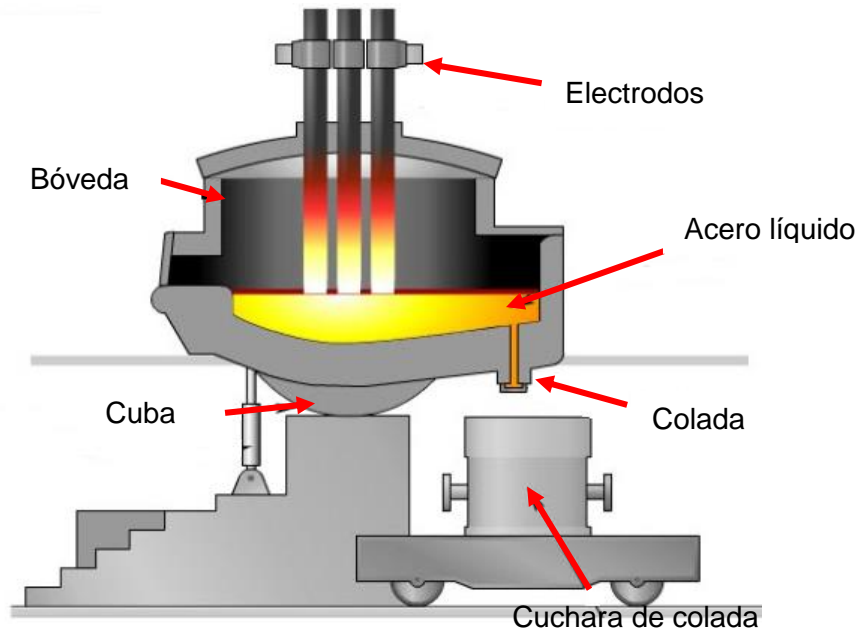


Figura 2.3: Horno de arco eléctrico típico.

2.2.2 Hornos en la industria del plomo [1]

Existe una gran variedad de hornos en la industria del plomo, sin embargo, se usan comúnmente los hornos de crisol, hornos de reverbero y hornos rotatorios.

- **Hornos de crisol:** Consisten en un recipiente de material refractario (crisol), donde es depositado el metal de bajo punto de fusión (no ferrosos) y se coloca en una caja refractaria cerrada. Luego, un quemador o un grupo de resistencias eléctricas se encargan de elevar la temperatura hasta el punto de fusión de la carga. La *Figura 2.4* muestra un horno típico de crisol.
- **Hornos de reverbero:** Es un tipo de horno generalmente rectangular, cubierto por una bóveda de ladrillo refractario y con chimenea, que refleja (o reverbera) el calor producido en un sitio independiente del hogar donde se hace la lumbre. Es utilizado para realizar la fusión de compuestos metálicos y separar la escoria, así como para la fundición de mineral, el refinado o la fusión de metales de bajo punto de fusión como el aluminio y el plomo. La *Figura 2.5* muestra un horno de reverbero típico.

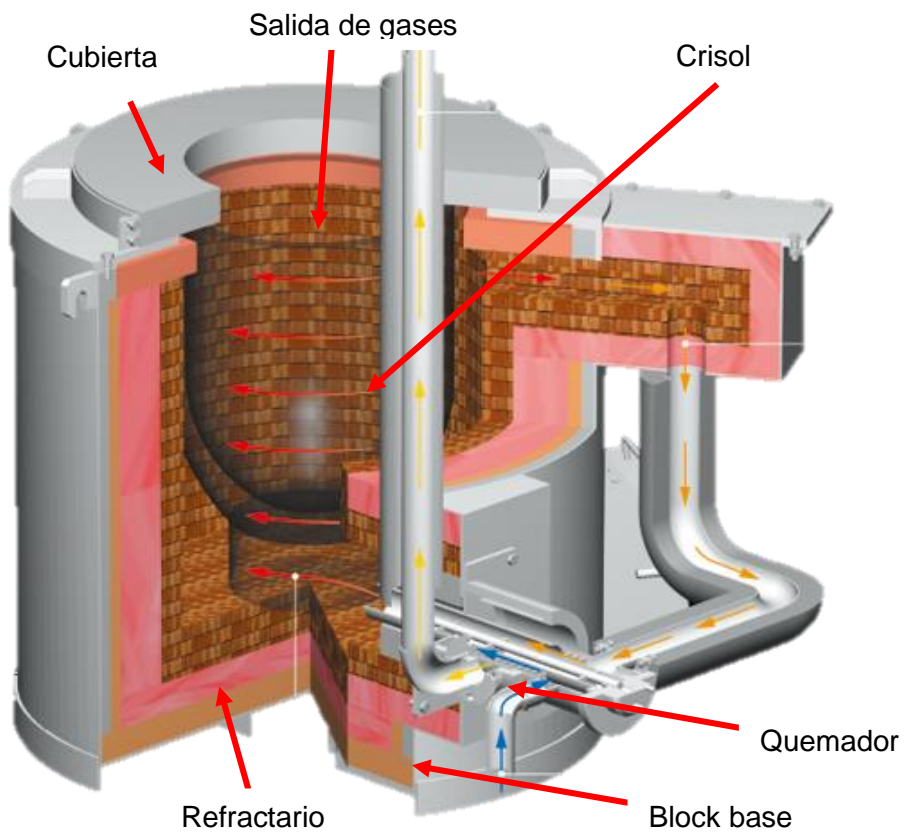


Figura 2.4: Horno de crisol típico.

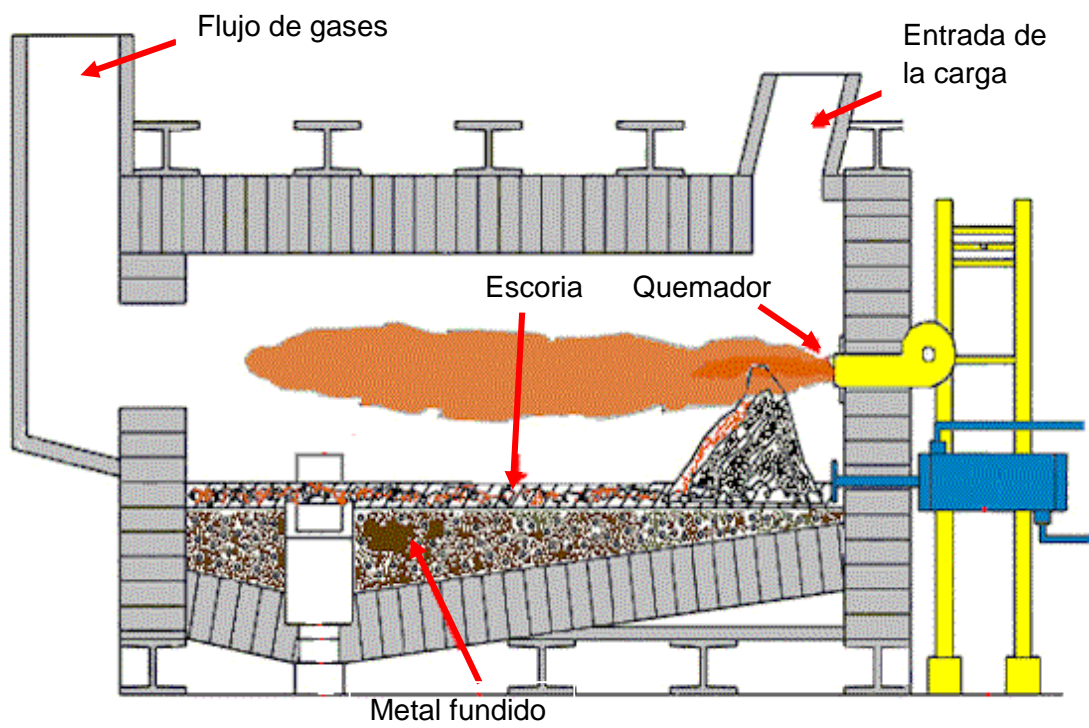


Figura 2.5: Horno de Reverbero típico.

- **Hornos rotatorios:** Un horno rotatorio o rotativo se compone de una sección cilíndrica de acero, revestido con material refractario, que puede girar u oscilar lentamente alrededor de su eje principal. El horno suele terminar por sus extremos en troncos de cono; en uno de ellos está el quemador y en el otro la salida para los gases quemados, que frecuentemente pasan a un sistema de recuperación para precalentar el aire empleado en la combustión. La *Figura 2.6* muestra un horno rotatorio típico.

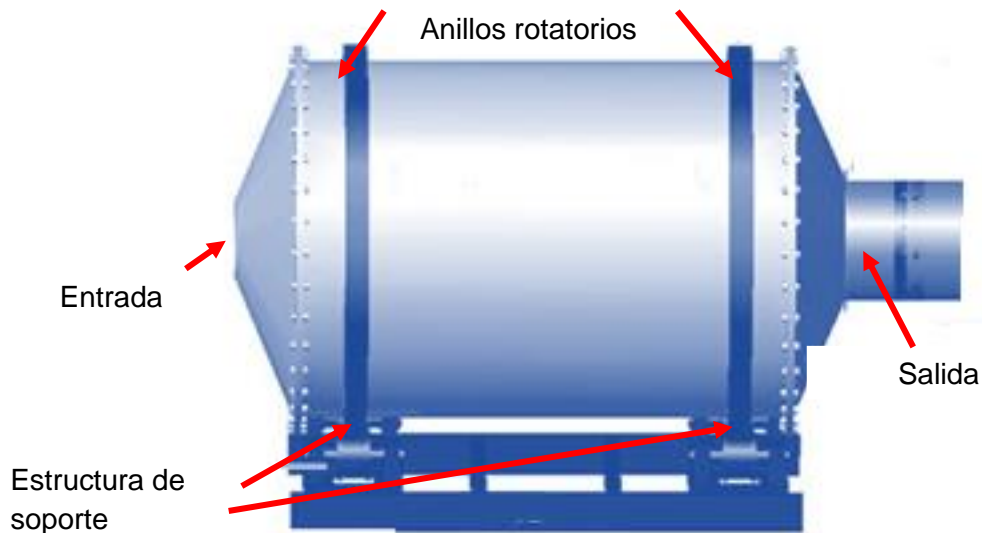


Figura 2.6: Horno rotatorio típico.

2.2.3 Hornos de incineración [1]

Existe una gran variedad de hornos incineradores, sin embargo, se usan comúnmente los incineradores de solera fija e incineradores rotatorios.

- **Incineradores de solera fija:** Los incineradores de solera fija se usan para quemar cosas como desperdicios municipales y médicos. Estos dispositivos pueden tratar tanto sólidos como líquidos. Los fuegos se mantienen por gas natural o petróleo y puede alcanzar temperaturas de 1.100 °C. La *Figura 2.7* muestra un incinerador de solera fija típico.
- **Incineradores rotatorios:** Los incineradores rotatorios se usan para residuos industriales sólidos y líquidos. El dispositivo usa un sistema refractario, que es una gran concha que gira, lava y levanta los residuos. El combustible se usa para encender la basura, con desperdicios líquidos inflamables también alimentando las llamas. Las temperaturas pueden variar de 700 a 1.300 °C. Una ventaja de este sistema es que la rotación constante permite que el calor se distribuya uniformemente. La *Figura 2.8* muestra un incinerador rotatorio típico.

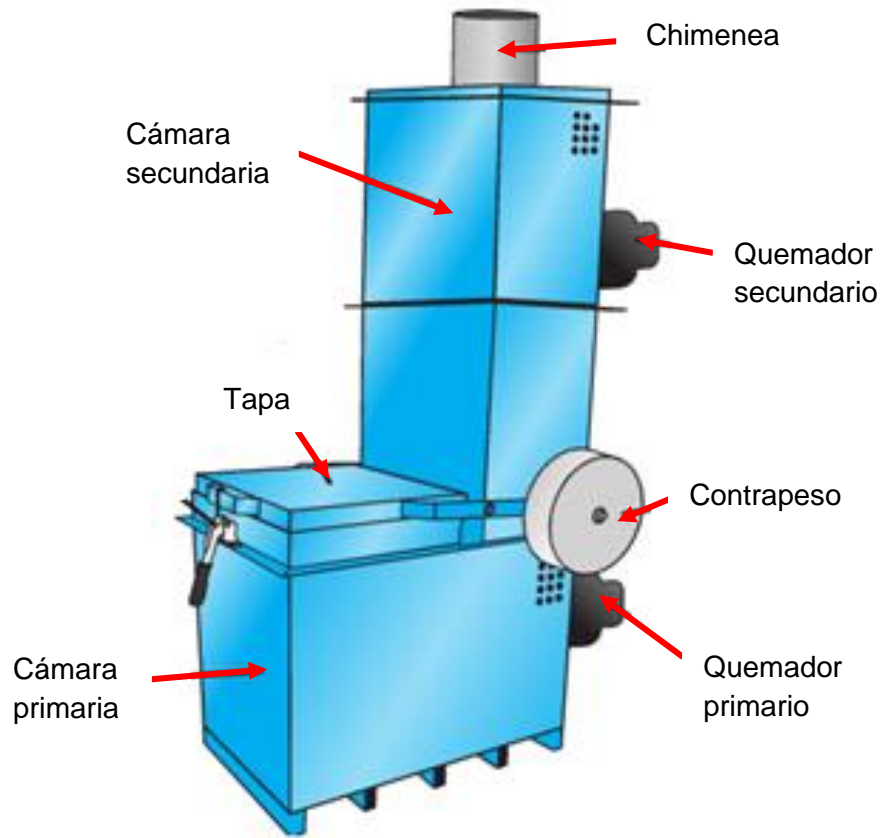


Figura 2.7: Incinerador de solera fija típico.

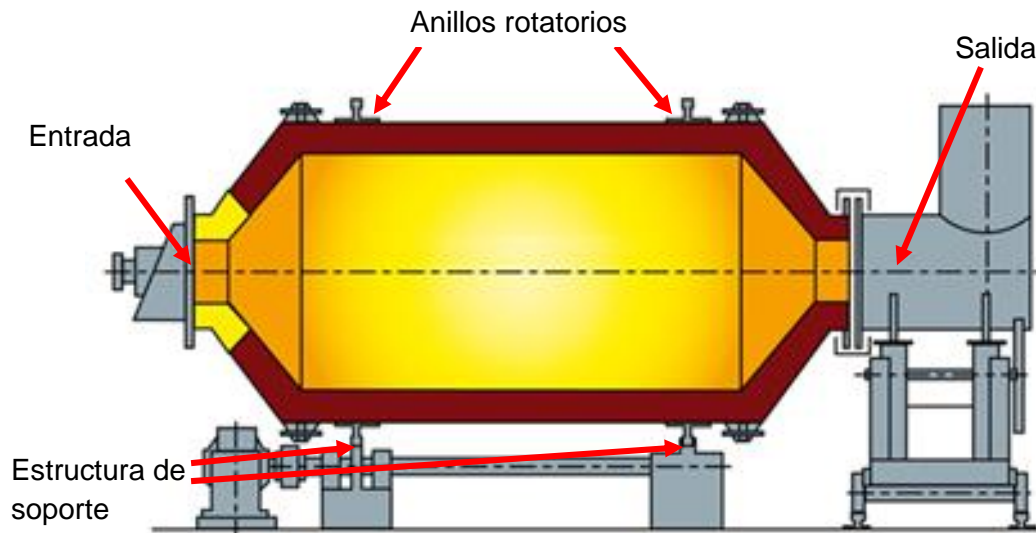


Figura 2.8: Incinerador rotatorio típico.

2.3 Contaminantes atmosféricos [2] [3]

Los hornos industriales, sean de fundición o incineración, emiten contaminantes atmosféricos. Éstos se pueden clasificar según origen, composición o tamaño.

i. Según su origen:

- Primarios: Son los emitidos directamente desde los focos contaminantes.
- Secundarios: Se originan en la atmosfera por la reacción entre dos o más contaminantes primarios o con constituyentes del aire.

ii. Según composición:

- Material particulado o polvos
- Compuestos que contienen azufre
- Compuestos orgánicos
- Compuestos que contienen nitrógeno
- Óxidos de carbono
- Compuestos halogenados

La *Tabla 2.1* muestra una clasificación general de los contaminantes atmosféricos según composición y origen.

Tabla 2.1: Contaminantes atmosféricos según composición y origen.

Clase	Primarios	Secundarios
Compuestos que contienen azufre	SO ₂	SO ₃
	SO ₃	H ₂ SO ₄
	H ₂ S	MSO ₄
Compuestos que contienen nitrógeno	NO	NO ₂
	NO ₂	MNO ₃
	NH ₃	
Compuestos orgánicos	Hidrocarburos alifáticos	Cetonas
	Hidrocarburos aromáticos	Aldehídos
	Derivados oxigenados	Ácidos
Óxidos de carbono	CO	
	CO ₂	-
Compuestos halogenados	HCl	
	HF	-
Formados en reacciones fotoquímicas		Ozono
		Formaldehido
		Nitratos de Peroxiacetilo

iii. Según tamaño:

- Aerosoles: Incluye polvos, humos orgánicos, humos metalúrgicos, nieblas y rocíos.
- Vapores y gases: Incluye vapor condensable, vapor no condensable y gases.

La *Tabla 2.2* muestra una clasificación general de los contaminantes atmosféricos según tamaño.

Tabla 2.2: Contaminantes atmosféricos según tamaño.

Grupo	Sub-Grupo	Tamaño [μm]
Aerosoles	Polvos	0,002 a 100
	Humos orgánicos	0,05 a 5
	Humos metalúrgicos	0,005 a 1
	Nieblas (partículas líquidas)	> 10
	Rocíos (partículas líquidas)	< 10
Vapores y gases	Vapor condensable	
	Vapor no condensable	< 0,002
	Gases	

El material particulado o polvo, tiene una clasificación según el diámetro aerodinámico de las partículas que lo componen. Estas partículas no son esféricas, por lo tanto, es necesario el uso de un diámetro equivalente (diámetro másico promedio).

- PM_{10} : Material particulado cuyo diámetro es igual o inferior a 10 μm .
- $\text{PM}_{2,5}$: Material particulado cuyo diámetro es igual o inferior a 2,5 μm .

El material particulado PM_{10} se asocia al material respirable, es decir que puede llegar a los pulmones; sin embargo, el material particulado $\text{PM}_{2,5}$ por ser tan pequeño es capaz de llegar a los alveolos e incluso la sangre.

2.4 Norma chilena de emisiones [4]

El Decreto Supremo 29 (DS29), promulgado el 30-07-2013 por el Ministerio del Medio Ambiente establece, para todo el territorio nacional, la norma de emisión para las instalaciones de incineración, las instalaciones de co-incineración, instalaciones de coprocesamiento e instalaciones que utilicen combustibles distintos a los tradicionales, con el objetivo de prevenir los efectos negativos sobre la salud de la población y los recursos naturales, derivados de las emisiones tóxicas provenientes de estos procesos.

La *Tabla 2.3* muestra las concentraciones máximas en términos de masa - volumen para material particulado, dióxido de azufre y óxidos nitrosos, monóxido de carbono, compuestos clorados y compuestos fluorados.

Tabla 2.3: Valores límites de emisión según DS29.

Variable	Valor límite [mg/Nm ³]
Material particulado total (MP)	30
Dióxido de azufre (SO ₂)	50
Óxidos de nitrógeno (NO _x)	300
Monóxido de carbono (CO)	50
Compuestos inorgánicos clorados (-Cl)	20
Compuestos inorgánicos fluorados (-F)	2

La frecuencia de las mediciones a que deben someterse las instalaciones reguladas por este decreto es de una vez al año. Los siguientes parámetros deben contar con un sistema de medición de tipo continuo en la chimenea de evacuación de gases:

- Material particulado (MP)
- Monóxido de carbono (CO)
- Dióxido de azufre (SO₂)
- Óxidos de nitrógeno (NO_x)

En toda instalación regulada por este decreto se considera sobrepasada la norma si cualquier valor medio horario es mayor al valor absoluto establecido en los límites de emisión. Las fundiciones de acero, las fundiciones de plomo y las instalaciones de coincineración pertenecen a las instalaciones reguladas por el Decreto Supremo 29.

2.5 Metodos de abatimiento de material particulado [2] [5]

El material particulado puede ser removido de la corriente gaseosa por medios mecánicos y filtrado grueso, cuando sus dimensiones son relativamente grandes, y por medio de la técnica del filtrado fino cuando sus dimensiones son relativamente pequeñas. Para la remoción de vapores, gases y olores es necesario recurrir a otras técnicas basadas en fenómenos moleculares o biológicos.

En general, las principales formas de captura de partículas son cinco:

- Intercepción por inercia
- Intercepción directa
- Difusión browniana
- Efectos electrostáticos
- Absorción y adsorción

La remoción de partículas desde un flujo de aire o gases son realizadas por uno o más equipos depuradores que funcionan mediante la combinación de uno o más de estos principios.

2.5.1 Intercepción directa

El mecanismo de intercepción directa se produce cuando las líneas de flujo, sobre la que se desplaza la partícula, chocan directamente con otra partícula más grande que las recolecta (interceptor) o en el caso de telas filtrantes, pasan a una distancia entre fibras más pequeña que el diámetro de la partícula, quedando retenida sobre la superficie de la misma. Este mecanismo de separación es más eficiente a medida que las partículas son más grandes, independientemente de la velocidad del flujo. La *Figura 2.9* muestra el mecanismo de intercepción directa.

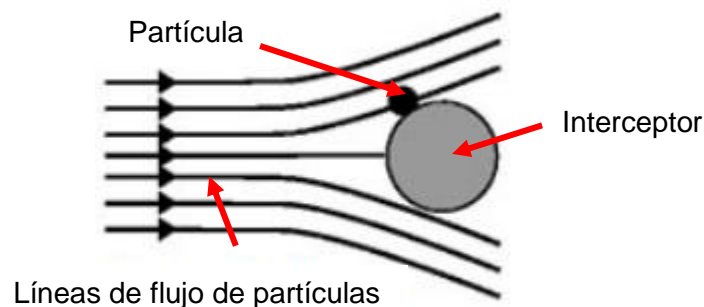


Figura 2.9: Mecanismo de intercepción directa.

2.5.2 Intercepción por inercia

El mecanismo de intercepción por inercia se produce cuando las partículas se desprenden de las líneas de flujo al cambiar la trayectoria de éstas e impactan sobre el material o interceptor que las captura, donde quedan retenidas. La eficiencia de este mecanismo de separación aumenta a medida que las partículas aumentan su tamaño, su densidad y su velocidad. La *Figura 2.10* muestra el mecanismo de intercepción por inercia.

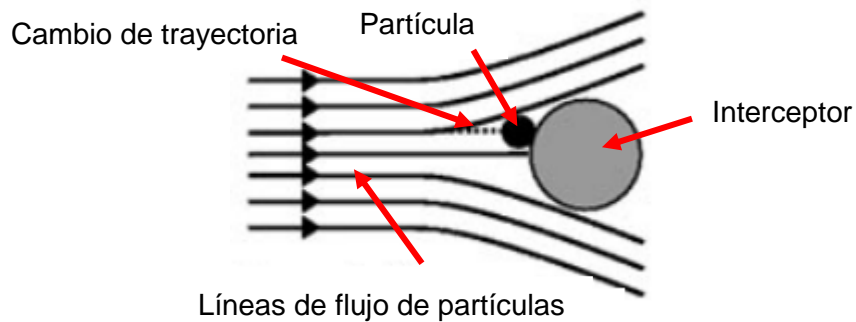


Figura 2.10: Mecanismo de intercepción por inercia.

2.5.3 Captura por difusión browniana

La difusión browniana afecta a las partículas submicrónicas y es tanto más intensa cuanto menor es el diámetro de las mismas. Las partículas de poca masa siguen la trayectoria de las líneas de flujo, pero al mismo tiempo se desvían en forma desordenada de la posición de desplazamiento. La amplitud de estas oscilaciones aumenta con la disminución del tamaño de la partícula y el aumento de la temperatura. La disminución de la velocidad del flujo aumenta la eficiencia de recolección. La *Figura 2.11* muestra el mecanismo de la captura por difusión browniana.

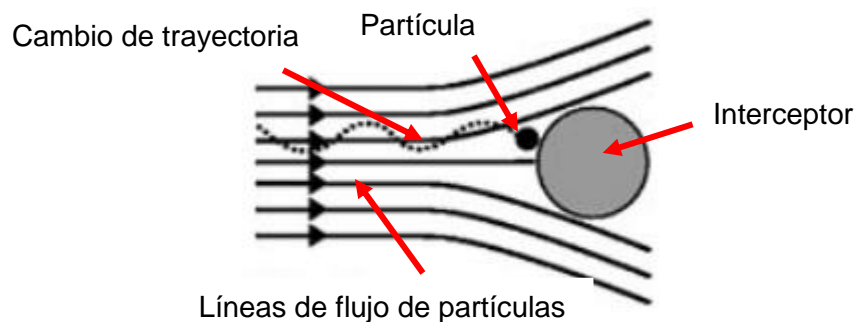


Figura 2.11: Mecanismo de captura por difusión browniana.

2.5.4 Captura por efectos electrostáticos

Este proceso de captura se basa en la ionización de la corriente gaseosa y partículas suspendidas, las cuales son atraídas por su polaridad contraria a una placa de recolección. La *Figura 2.12* muestra el mecanismo de captura por efectos electrostáticos.

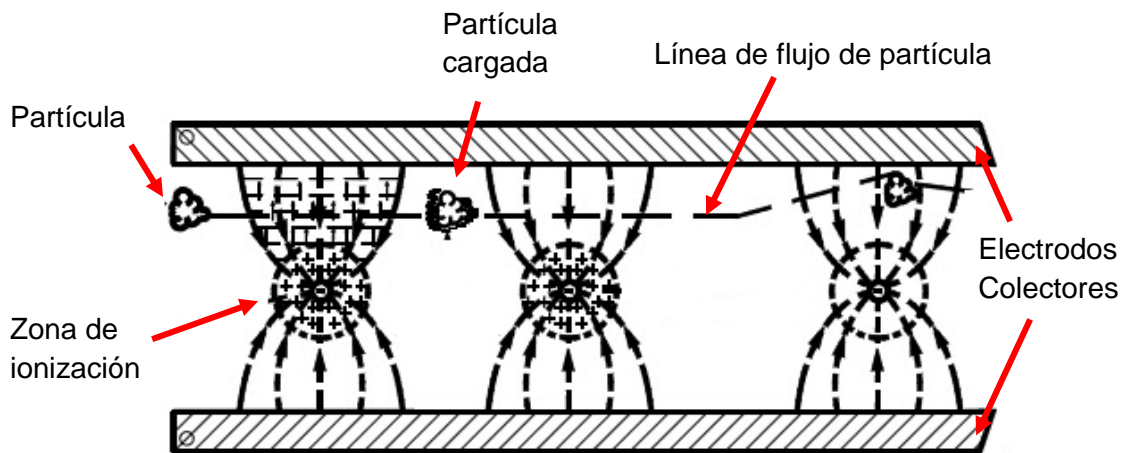


Figura 2.12: Mecanismo de captura por efectos electrostáticos

2.5.5 Captura por absorción y adsorción

La captura por absorción es un proceso que separa las partículas suspendidas de un gas a partir de la inclusión de un solvente en estado líquido, con el que crea una solución. Por otro lado, la captura por adsorción provoca la formación de una capa de partículas en la superficie de un solvente líquido. Este mecanismo es idéntico para absorción y adsorción de gases. La *Figura 2.13* muestra el mecanismo de absorción y adsorción.

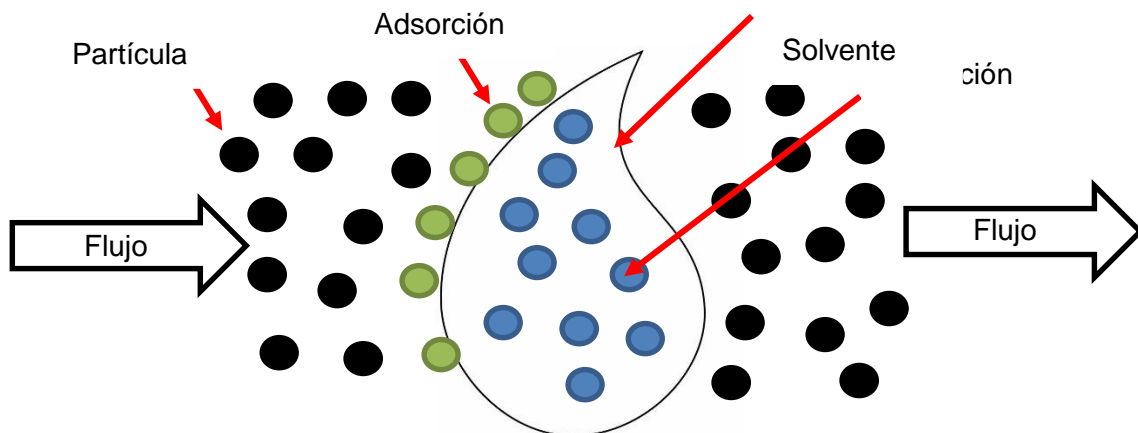


Figura 2.13: Mecanismo de absorción y adsorción.

2.6 Abatimiento de gases contaminantes [3] [6]

En instalaciones de alta temperatura, el abatimiento de contaminantes gaseosos tiene distintas alternativas dependiendo del comportamiento químico de cada gas.

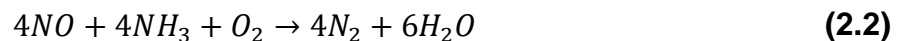
2.6.1 Abatimiento de monóxido de carbono y compuestos inquemados

El monóxido de carbono CO junto con los compuestos inquemados, principalmente combustible residual y compuestos orgánicos volátiles, son abatidos por medio de la post-combustión. Ésta se realiza a la salida del horno y usa, generalmente, oxígeno atmosférico como comburente. La post-combustión genera un incremento en la cantidad de dióxido de carbono en la corriente gaseosa.

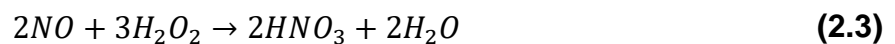


2.6.2 Abatimiento de óxidos de nitrógeno NO_x

El abatimiento de los óxidos de nitrógeno NO_x tiene dos alternativas, por medio de reducción selectiva no catalítica (RCNS) y por medio de sorbentes como el peróxido de hidrogeno H₂O₂ o hidróxido de sodio NaOH. La RCNS incluye el uso de amoníaco NH₃, o compuestos similares como la urea, en la zona de post-combustión. Esta reacción se produce a altas temperaturas, entre 800°C y 1.100°C.



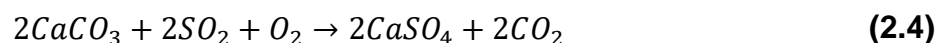
Esta técnica posee una alta eficiencia sobre los óxidos de nitrógeno de origen térmico, donde aproximadamente el 90% es óxido nítrico NO. Sin embargo, el uso de sorbentes es muy común en la industria. Estas reacciones, a baja temperatura, transforman los NO_x en otros compuestos que después son recolectados.



Esta técnica posee una eficiencia que llega al 98% para los NO_x de origen térmico.

2.6.3 Abatimiento de dióxido de azufre SO₂

El abatimiento de dióxido de azufre se realiza por medio de absorbentes químicos, los cuales pueden trabajar por vía húmeda (absorbente disuelto en agua) o por vía seca (polvos absorbentes). La absorción química utiliza el carbonato de calcio CaCO₃ como reactivo principal, aunque existen otros reactivos como hidróxido de calcio Ca(OH)₂, sulfito de sodio NaSO₃ y carbono activado.



2.7 Elementos de control de procesos industriales [6]

Los procesos industriales exigen el control de la fabricación de los diversos productos obtenidos. En todo proceso es absolutamente necesario controlar y mantener constantes algunas magnitudes, tales como la presión, el caudal, el nivel, la temperatura, el PH, la conductividad, la velocidad, la humedad, el punto de rocío, etc. Los instrumentos de medición y control permiten el mantenimiento y la regulación de estas constantes en condiciones más idóneas que las que el propio operador podría realizar.

Los sistemas de extracción de gases se configuran con diferentes instrumentos capaces de medir las variables que influyen en los diferentes procesos que lo componen. La instrumentación típica es:

- Sensores de concentración de gases.
- Sensores de concentración de material particulado.
- Transmisores de presión, temperatura y caudal.
- Termómetros, manómetros y flujómetros locales.

El control de procesos además requiere de otros dispositivos, tales como:

- Controladores lógicos programables (PLC).
- Actuadores eléctricos y mecánicos (por ejemplo, motores y válvulas).
- Alarmas visuales y sonoras.

El sistema de control exige que se incluya una unidad de medida, una variable de control, un elemento de control y el propio proceso. Este conjunto de unidades forma un lazo que recibe el nombre de lazo de control. Este lazo puede ser abierto o cerrado.

2.7.1 Lazo abierto [2]

Es aquel sistema en que solo actúa el proceso sobre la señal de entrada y da como resultado una señal de salida independiente a la señal de entrada, pero basada en la primera. Esto significa que no hay retroalimentación hacia el controlador para que éste pueda ajustar la acción de control. Un esquema típico de lazo abierto es el que se muestra en la *Figura 2.14*.

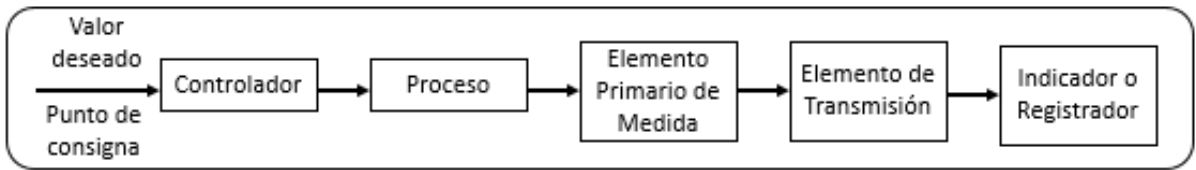


Figura 2.14: Esquema de un lazo abierto típico.

2.7.2 Lazo cerrado [2]

Son los sistemas en los que la acción de control está en función de la señal de salida. Los sistemas de circuito cerrado usan la retroalimentación desde un resultado final para ajustar la acción de control en consecuencia. Un esquema típico de lazo cerrado es el que se muestra en la *Figura 2.15*.

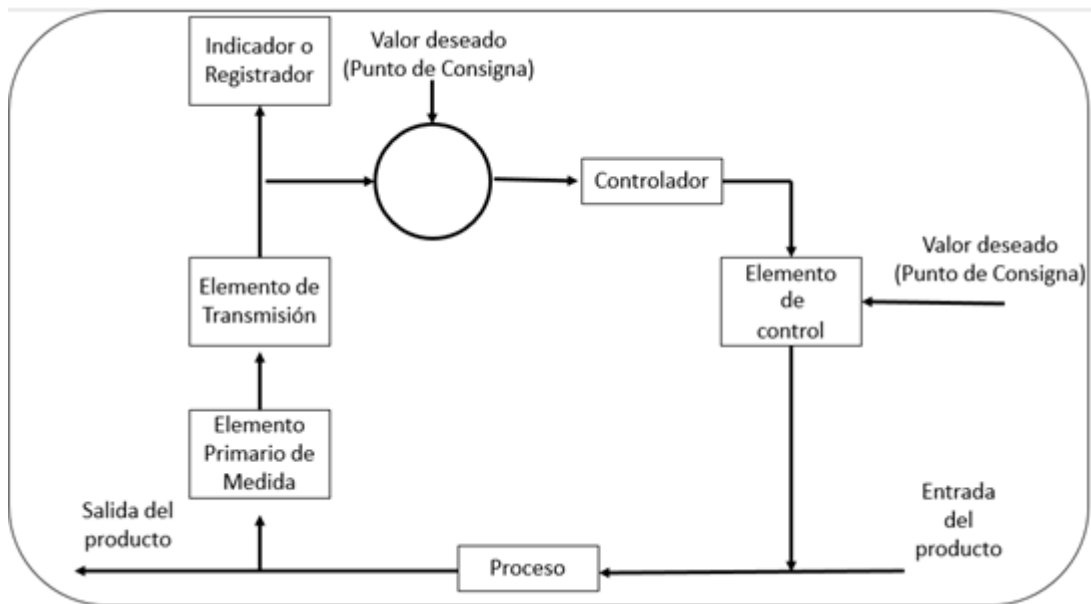


Figura 2.15: Esquema de un lazo cerrado típico.

2.7.3 Controlador lógico programable

Un controlador lógico programable, más conocido por sus siglas en inglés PLC, es una computadora utilizada en la industria con el fin de automatizar procesos electromecánicos. Los PLC son utilizados en muchas industrias y máquinas. A diferencia de las computadoras de propósito general el PLC está diseñado para recibir múltiples señales de entrada y de salida.

3 Metodología

En este capítulo se detallan los procedimientos, las herramientas y las técnicas de trabajo para desarrollar con los objetivos específicos planteados.

La metodología específica empleada incluye los siguientes aspectos:

- i. Para objetivo específico 1
 - Revisión de la literatura especializada (libros, revistas, normas, etc.).
 - Revisión de tecnologías de abatimiento, ventajas y desventajas.
 - Obtener los elementos necesarios para definir un sistema de extracción de gases (SEG).

- ii. Para objetivo específico 2
 - Definición general de sistemas de extracción de gases (SEG).
 - Definición de metodologías de cálculo para propiedades del flujo, transporte neumático, distribución de material particulado y dimensionamiento de equipos.
 - Dimensionamiento de los componentes del SEG en función del estado inicial del flujo contaminado (Concentraciones iniciales).
 - Construcción de planillas de cálculo que permitan obtener las dimensiones de equipos, ductos, concentraciones finales y condiciones de transporte.

- iii. Para objetivo específico 3
 - Planteamiento de una filosofía de control (FC) generalizada para SEG.
 - Propuesta de lazos de control típicos (abierto/cerrado).
 - Diseño del monitoreo y operación controlada del SEG.
 - Construir diagrama de procesos e instrumentación (P&ID) general para SEG.

- iv. Para objetivo específico 4
 - Definir 03 casos de estudio en la industria chilena.
 - Aplicar de la metodología de diseño y control para cada caso.
 - Definir las especificaciones técnicas mínimas de los equipos y ductería para cada caso.
 - Estimar de la inversión económica requerida para cada caso.

3.1 Metodología de cálculo para propiedades de flujo bifásico

En un SEG, el flujo que circula que circula entre los equipos de depuración y ductos no posee la misma composición que el aire, por lo que sus propiedades como la densidad, viscosidad y calor específico dependen de su composición.

En la metodología de diseño tradicional se considera que el flujo es monofásico y su composición es la del aire, pero en este trabajo se considera que el flujo es bifásico (gas + partículas) y que las condiciones de transporte neumático dependen de la concentración de material particulado. La *Figura 3.1* muestra un esquema de las fases que componen flujo circulante.

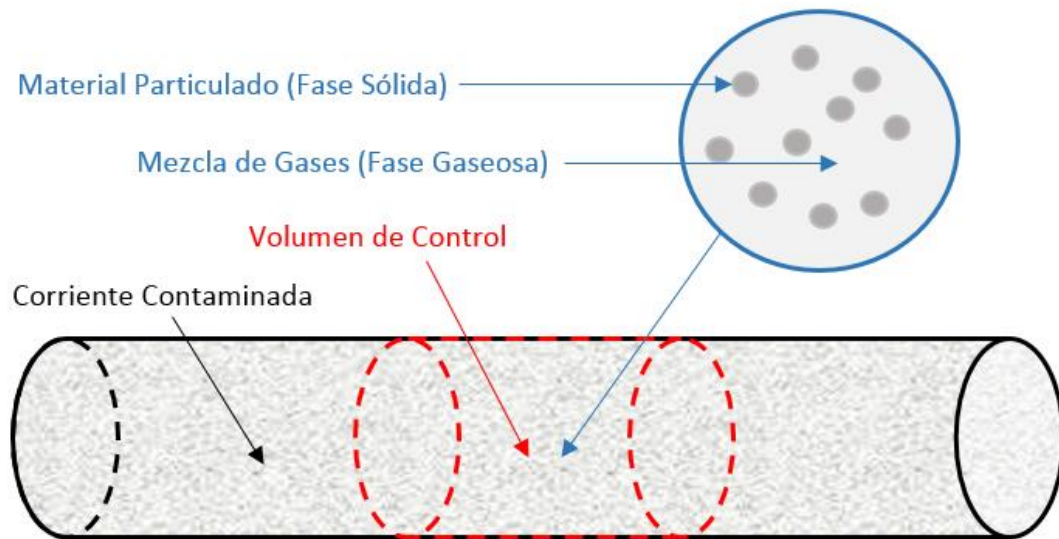


Figura 3.1: Esquema de flujo bifásico en un ducto.

El volumen que ocupan las partículas es muy pequeño en comparación al volumen que ocupa la mezcla de gases, por lo tanto, el caudal del flujo que circula a través del sistema se considera como el caudal de gases. Sin embargo, la masa de la fase sólida (partículas) no se puede despreciar, ya que son partículas con alta densidad.

3.1.1 Composición y densidad de flujo bifásico [3] [6]

El volumen de control V de la *Figura 3.1* se define como el volumen de la fase gaseosa V_g .

$$V \approx V_g \quad (3.1)$$

La masa del volumen de control m se define como la suma entre la masa de la fase gaseosa m_g y la masa de la fase sólida m_s .

$$m = m_g + m_s \quad (3.2)$$

La concentración de sólidos C_s , también conocida como concentración de polvo o material particulado se define como el cociente entre la masa de la fase sólida y la masa del volumen de control. Su valor es adimensional, y generalmente esta entre un 0% y un 30% para las fundiciones de acero y plomo e instalaciones de coincineración.

$$C_s = \frac{m}{m_s} \quad (3.3)$$

La densidad del flujo bifásico ρ depende de la concentración de sólidos C_s y la densidad de la fase gaseosa ρ_g .

$$\rho = \frac{\rho_g}{1 - C_s} \quad (3.4)$$

La *Figura 3.2* muestra la variación de la densidad de un flujo bifásico con una densidad del gas típica de 1 [kg/m³].

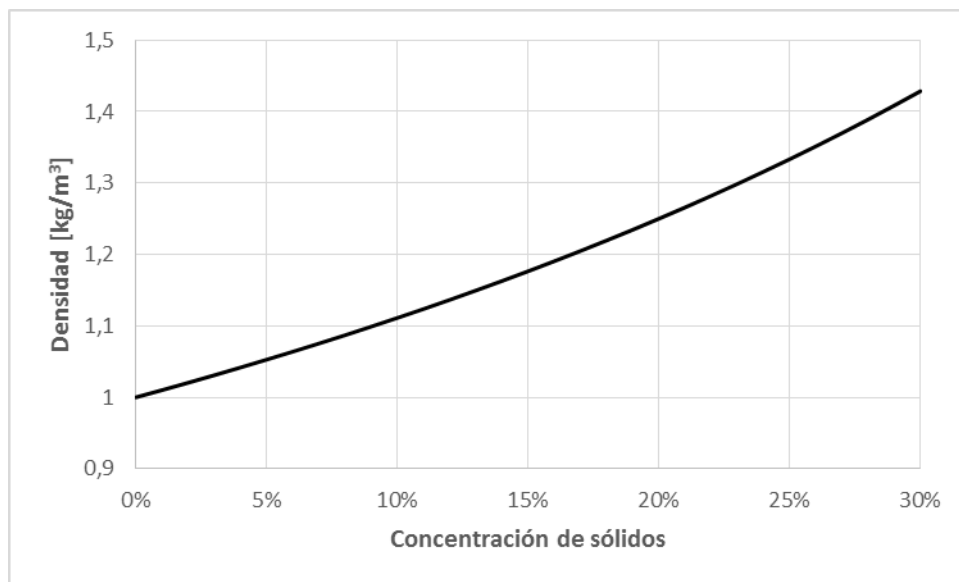


Figura 3.2: Densidad de flujo bifásico y concentración de sólidos

3.1.2 Densidad de la fase gaseosa [3]

La densidad de la fase gaseosa ρ_g depende de la densidad de cada gas ρ_i que forma parte de ella y su fracción volumétrica x_i .

$$\rho = \sum_i \rho_i \cdot x_i \quad (3.5)$$

La densidad de cada gas se calcula como un gas ideal.

Considerar los gases como ideales es una buena aproximación dentro del rango de temperaturas de operación del sistema de extracción, que va desde 150°C hasta 1.200°C.

$$\rho_i = \frac{P \cdot M_i}{R \cdot T} \quad (3.6)$$

ρ_i = Densidad del i-ésimo gas de la fase gaseosa [kg/m³]

P = Presión absoluta del gas [Pa]

T = Temperatura del flujo [K]

M_i = Masa molar del i-ésimo gas [kg/mol]

R = Constante de los gases; 8,314 [Pa·m³/mol·K]

Luego, la densidad de la fase gaseosa se puede reducir a una sola formula que use como variantes las masas molares y la fracción volumétrica.

$$\rho_g = \frac{P}{R \cdot T} \cdot \sum_i M_i \cdot x_i \quad (3.7)$$

La *Tabla 3.1* muestra los valores de las masas molares de los gases típicos a la salida de un horno industrial de alta temperatura.

Tabla 3.1: Masas molares de gases típicos.

Gas	M_i [kg/mol]
N ₂	0,028
O ₂	0,032
CO ₂	0,044
CO	0,028
NO	0,030
NO ₂	0,046
N ₂ O	0,044
SO ₂	0,064
H ₂ O	0,018

Los óxidos de nitrógeno de origen térmico son una mezcla de gases cuya composición típica es de un 90% NO, 5% NO₂ y 5% N₂O. Por lo tanto, se consideran los efectos másicos del óxido nítrico NO para los NO_x.

La densidad de una mezcla de gases es distinta según su composición. Sea GC, un gas de comparación con el aire, cuya composición es la detallada en la *Tabla 3.2*. GC es un gas con alta concentración de dióxido de carbono, monóxido de carbono y vapor de agua. GC permite observar las diferencias de las propiedades químicas y físicas entre el aire y un gas con otra composición.

Tabla 3.2: Composición de GC (Gas de comparación).

Gas	Fracción volumétrica
N ₂	5%
O ₂	0%
CO ₂	30%
CO	30%
NO _x	5%
SO ₂	5%
H ₂ O	25%

La *Figura 3.3* muestra como varía la densidad del aire y la densidad de GC en función de la temperatura entre 100°C y 1.000°C. Se observa que la densidad de GC es mayor para toda temperatura. Esto es esencial a la hora de evaluar el flujo másico de una mezcla de gases, ya que puede ser mayor que el del aire para un mismo caudal.

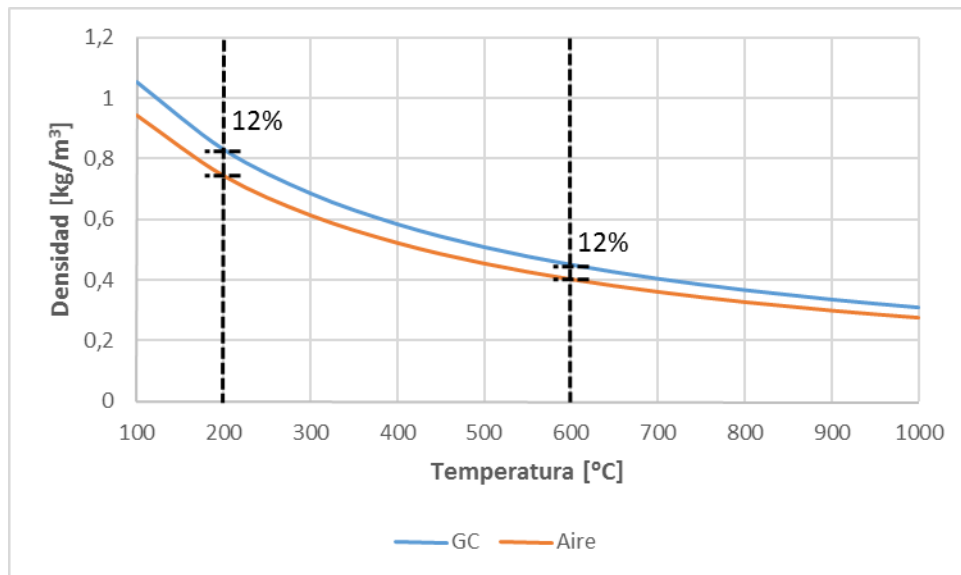


Figura 3.3: Comparación de la densidad de GC y el aire

3.1.3 Viscosidad dinámica del flujo bifásico [7]

La viscosidad dinámica μ del flujo bifásico depende en gran medida de la viscosidad de la fase gaseosa y en menor medida de los efectos producidos por la interacción entre los sólidos suspendidos y la fase gaseosa. La viscosidad dinámica se puede escribir en función de la viscosidad dinámica de la fase gaseosa μ_g y de la fracción volumétrica de sólidos f . Los valores k_i son constantes que dependen de la fase gaseosa y de la fase sólida.

$$\mu = \mu_g \cdot \left(1 + \sum_i k_i \cdot f^i \right) \quad (3.8)$$

μ = Viscosidad dinámica del flujo bifásico [Pa·s]

μ_g = Viscosidad dinámica de la Fase Gaseosa [Pa·s]

Sin embargo, como f es muy un valor muy pequeño ($f \ll 1\%$), el valor de la viscosidad dinámica de la corriente contaminada se aproxima como la viscosidad de la fase gaseosa. Esta aproximación es válida para una concentración de sólidos menor al 30% ($C_s < 30\%$).

$$\mu \approx \mu_g \quad (3.9)$$

La viscosidad dinámica de la fase gaseosa μ_g se puede aproximar como la suma ponderada de la viscosidad dinámica de cada gas μ_i por su fracción volumétrica.

$$\mu_g \approx \sum_i x_i \cdot \mu_i \quad (3.10)$$

μ_i = Viscosidad dinámica del i-ésimo gas de la Fase Gaseosa [Pa·s]

La viscosidad de cada gas se calcula utilizando la ecuación de Sutherland que es la mejor aproximación dentro del rango de temperaturas a trabajar y considera que la viscosidad crece si aumenta la temperatura.

$$\mu_i = \mu_{0i} \cdot \left(\frac{T_{0i} + S_i}{T + S_i} \right) \cdot \left(\frac{T}{T_{0i}} \right)^{3/2} \quad (3.11)$$

μ_{0i} = Viscosidad de referencia de cada gas a temperatura de referencia [Pa·s]

T_{0i} = Temperatura de referencia de cada gas [K]

S_i = Constante de Sutherland de cada gas [K]

La *Tabla 3.3* contiene los valores de referencia y constantes de Sutherland para los gases típicos a la salida de un horno industrial de alta temperatura.

Tabla 3.3: Valores de referencia y constante de Sutherland.

Gas	μ_{0i} [$\mu\text{Pa}\cdot\text{s}$]	T_{0i} [K]	S_i [K]
N ₂	17,81	300,55	111
O ₂	20,18	292,25	127
CO ₂	14,80	293,15	240
CO	17,20	288,15	118
NO _x	17,94	273,15	128
SO ₂	12,54	293,15	416
H ₂ O	13,40	398,15	660

Los óxidos de nitrógeno consideran los efectos viscosos del óxido nítrico NO por ser cerca del 90% de los óxidos de nitrógeno de origen térmico.

La *Figura 3.4* muestra la comparación entre el gas de comparación GC y el aire en términos de viscosidad dinámica. Se observa que para toda temperatura la viscosidad del aire es mayor a GC. Tener en cuenta la variación de la viscosidad según la composición y la temperatura es esencial al momento de calcular propiedades de un gas.

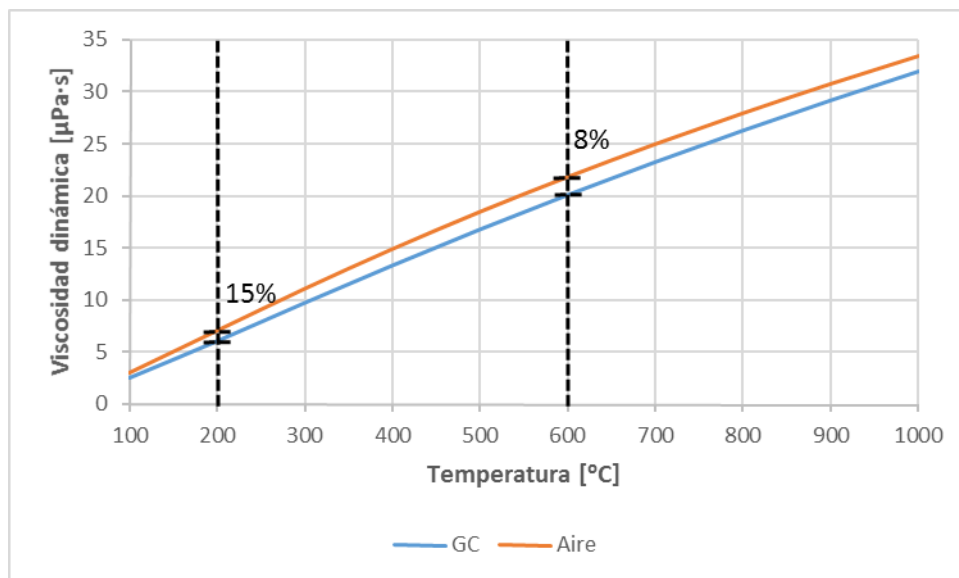


Figura 3.4: Comparación de la viscosidad dinámica entre GC y el aire

3.1.4 Calor específico del flujo bifásico [3]

El calor específico del flujo bifásico se determina usando el calor específico molar de cada uno de los componentes de la mezcla de gases. El material particulado suspendido posee un calor específico, sin embargo, es menor al de los gases y su efecto es proporcional a la masa ocupada, por ende, se desprecia.

El calor específico a presión constante de la fase gaseosa C_{pg} se determina como la suma ponderada del calor específico molar de cada gas C_{pmi} por su fracción volumétrica dividido por la masa molar ponderada.

$$C_{pg} = \frac{\sum_i x_i \cdot C_{pmi}}{\sum_i x_i \cdot M_i} \quad (3.12)$$

C_{pg} = Calor específico de la fase gaseosa [J/kg·K]

C_{pmi} = Calor específico molar del i-ésimo gas de la fase gaseosa [J/mol·K]

M_i = Masa molar del i-ésimo gas de la fase gaseosa [kg/mol]

El calor específico molar de cada gas se determina utilizando la siguiente correlación en el estado de un gas ideal partir de 298 [K] hasta temperaturas de 1.800 [K].

$$C_{pmi} = R \cdot (A_i + B_i \cdot T + D_i \cdot T^{-2}) \quad (3.13)$$

R = Constante de los gases ideales, cuyo valor es 8,314 [Pa·m³·mol⁻¹·K⁻¹].

A_i , B_i y D_i son constantes que dependen de cada gas y R es la constante universal de los gases. La *Tabla 3.4* muestra los valores para cada de las constantes según el gas.

Tabla 3.4: Constantes para calor específico molar de gases ideales.

Gas	A_i	$B_i \cdot 10^{-3}$	$D_i \cdot 10^5$
N ₂	3,280	0,593	0,040
O ₂	3,639	0,506	-0,227
CO ₂	5,457	1,045	-1,157
CO	3,376	0,557	-0,031
NO _x	3,387	0,629	0,014
SO ₂	5,699	0,801	-1,015
H ₂ O	3,470	1,450	0,121

Por lo tanto, es posible escribir el calor específico como una función de la temperatura. Esta función es importante ya que permite determinar transferencias de calor dentro del sistema.

$$C_{pg} = A_p + B_p \cdot T + D_p \cdot T^{-2} \quad (3.14)$$

Las constantes se determinan como:

$$A_p = R \cdot \frac{\sum x_i \cdot A_i}{\sum x_i \cdot M_i} \quad (3.15)$$

$$B_p = R \cdot \frac{\sum x_i \cdot B_i}{\sum x_i \cdot M_i} \quad (3.16)$$

$$D_p = R \cdot \frac{\sum x_i \cdot D_i}{\sum x_i \cdot M_i} \quad (3.17)$$

A_p = Constante de orden 0 [J·kg⁻¹·K⁻¹]

B_p = Constante de orden 1 [J·kg⁻¹·K⁻²]

D_p = Constante de orden -2 [J·kg⁻¹·K]

Cuando existe variación de temperatura el calor específico no se mantiene constante, por lo tanto, es necesario determinar cuál es el calor específico promedio para esa variación con el fin de realizar los balances energéticos.

El calor específico promedio \hat{C}_{pg}^{A-B} , entre las temperaturas T_A y T_B se determina como:

$$\hat{C}_{pg}^{A-B} = \frac{1}{T_B - T_A} \cdot \int_{T_A}^{T_B} C_{pg}(\xi) d\xi \quad (3.18)$$

La función $C_{pg}(\xi)$, con ξ como la temperatura, es conocida.

$$C_{pg}(\xi) = A_p + B_p \cdot \xi + D_p \cdot \xi^{-2} \quad (3.19)$$

Finalmente, el resultado de la integral es:

$$\hat{C}_{pg}^{A-B} = \frac{1}{T_B - T_A} \cdot \left[A_p \cdot (T_B - T_A) + \frac{B_p}{2} \cdot (T_B^2 - T_A^2) - D_p \cdot \left(\frac{1}{T_B} - \frac{1}{T_A} \right) \right] \quad (3.20)$$

Para una variación de temperatura entre 500°C y 1.000°C los calores específicos promedio entre GC y el aire, son 1.318 [J·kg⁻¹·K⁻¹] y 1.204 [J·kg⁻¹·K⁻¹] respectivamente. El calor específico del gas de comparación es un 9,4% mayor que el aire, por lo tanto, debería perder un 9,4% más de calor para bajar su temperatura de 1000°C a 500°C.

La *Figura 3.5* muestra la comparación entre el calor específico promedio de GC (gas de comparación) y el calor específico del aire. Se observa que el calor específico GC es superior para temperaturas sobre 500°C. Por lo tanto, el aire requiere ceder una menor cantidad de calor para disminuir su temperatura sobre 500°C. Además, se observa que el calor específico del aire tiene una variación muy leve en función de la temperatura, por el contrario, CG tiene una gran variación.

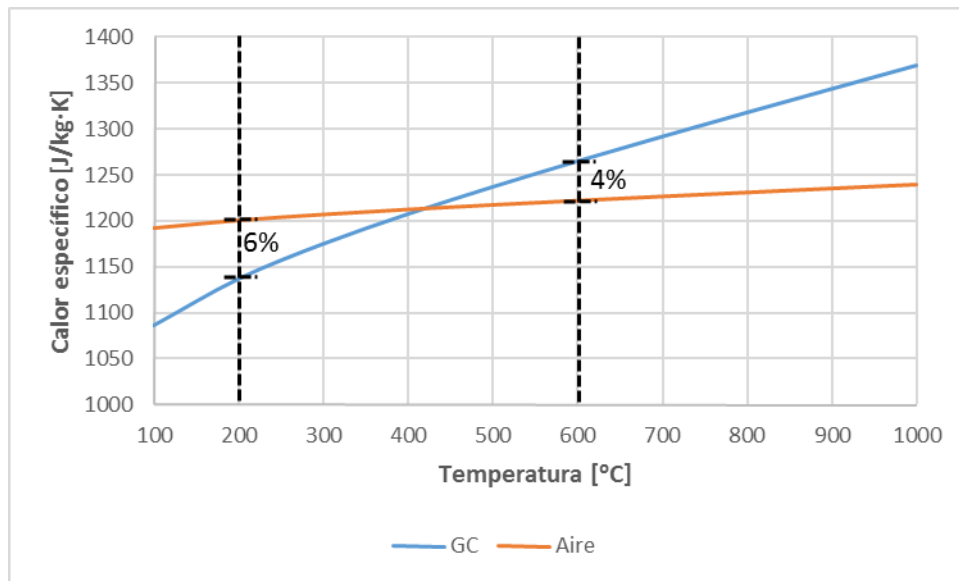


Figura 3.5: Comparación del calor específico promedio entre GC y el aire

3.2 Metodología de cálculo para transporte neumático [7]

El transporte neumático engloba una serie de parámetros que explican como el flujo bifásico se transporta a través de ductos. El objetivo de este análisis es determinar la velocidad mínima de transporte para que el material particulado no sedimente en los ductos y sea recolectado por los equipos de depuración.

3.2.1 Caudal y flujo másico

En la sección 3.1 se utiliza un volumen de control para definir la masa y el volumen de la fase gaseosa y de la fase sólida. Sin embargo, las variables de transporte que se utilizan para el dimensionamiento de ductos y equipos de depuración, son el caudal y el flujo másico.

El caudal Q es el volumen que se transporta por los ductos en una unidad de tiempo. El flujo másico \dot{m} es la cantidad de masa que se transporta en una unidad de tiempo. El caudal y el flujo másico están relacionados por la densidad.

$$\dot{m} = \rho \cdot Q \quad (3.21)$$

\dot{m} = Flujo másico de la corriente contaminada [kg/s]

ρ = Densidad del flujo bifásico [kg/m³]

Q = Caudal de gases [m³/s]

El flujo másico de sólidos \dot{m}_s se determina usando el flujo másico de la corriente contaminada y la concentración de sólidos C_s .

$$\dot{m}_s = C_s \cdot \dot{m} \quad (3.22)$$

El flujo másico de gases \dot{m}_g es la diferencia entre el flujo másico de la corriente contaminada y el flujo másico de sólidos.

$$\dot{m}_g = \dot{m} - \dot{m}_s \quad (3.23)$$

El flujo másico de un gas en específico \dot{m}_i se determina usando su densidad ρ_i .

$$\dot{m}_i = x_i \cdot \rho_i \cdot Q \quad (3.24)$$

Si se conocen los flujos másicos de cada gas, entonces es posible determinar la fracción volumétrica sin la necesidad de conocer la densidad de la fase gaseosa, pero si es necesario conocer la masa molar de cada gas M_i .

$$x_i = \frac{\dot{m}_i/M_i}{\sum \dot{m}_i/M_i} \quad (3.25)$$

3.2.2 Caudal normalizado de gases [3]

El caudal normalizado es el caudal que tiene el flujo a condiciones normales de presión y temperatura, es decir a 101.325 Pa y 25°C.

$$Q_N = \frac{T_N/P_N}{T/P} \cdot Q \quad (3.26)$$

Q_N = Caudal normalizado [Nm³/s]

T_N = Temperatura de 298,15 [K]

P_N = Presión de 101.325 [Pa]

T = Temperatura real [K]

P = Presión real [Pa]

Este caudal se utiliza cuando se habla de flujos gaseosos, capacidades, concentraciones y tratamientos de corrientes gaseosas. Generalmente su unidad es acompañada por una N que significa Normal o Normalizado, quedando finalmente en [Nm³/s] o [Nm³/h].

3.2.3 Velocidad mínima de transporte [7]

La velocidad de transporte del flujo de gases es uno de los factores más importantes a la hora de diseñar un sistema de extracción, esto es debido a que no puede tener un valor muy bajo ni muy alto. Si la velocidad de transporte es baja entonces el material particulado sedimenta en los ductos, y si es muy alta entonces se generan grandes pérdidas de carga por fricción. Existe un método para calcular la velocidad de transporte mínima, eso determina el diámetro máximo del ducto. La velocidad máxima se impone, y es de 25 m/s como criterio de diseño.

El cálculo de la velocidad mínima de transporte es iterativo. Las variables que dependen entre sí son el diámetro de cañería D y la velocidad de transporte de los gases v_g . Para

comenzar el cálculo se utiliza un diámetro típico de cañería de 0,5 [m]. Luego se determina la velocidad para ese diámetro con el valor del caudal de gases conocido.

$$v_g = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D^2} \quad (3.27)$$

Luego, se determina el valor de la carga de sólidos M_s como la razón entre el flujo másico de sólidos y el flujo másico de gases.

$$M_s = \frac{\dot{m}_s}{\dot{m}_g} = \frac{C_s}{1 - C_s} \quad (3.28)$$

Finalmente se utiliza la ecuación de Rizk para determinar la velocidad mínima de transporte.

$$v_m = 1,5 \cdot \left[\frac{4 \cdot M_s \cdot 10^{a_r} \cdot g^{b_r} \cdot D^{b_r-2}}{\rho_g \cdot \pi} \right]^{\frac{1}{2 \cdot b_r + 1}} \quad (3.29)$$

Con a_r y b_r constantes que dependen del diámetro máximo de partícula existente en el flujo.

$$a_r = 1.400 \cdot d_{pm} + 1,96 \quad (3.30)$$

$$b_r = 550 \cdot d_{pm} + 1,25 \quad (3.31)$$

- d_{pm} = Diámetro máximo del conjunto de partículas [m]
- g = Aceleración de gravedad; 9,81 [m/s²]
- v_m = Velocidad mínima de Transporte [m/s]
- ρ_g = Densidad de la Fase Gaseosa [kg/m³]

La velocidad de transporte debe ser mayor o igual a esta velocidad mínima. Una vez definida la velocidad mínima es posible determinar el diámetro máximo del ducto que transporta el caudal.

$$v_g \geq v_m \quad (3.32)$$

La *Figura 3.6* muestra la variación de la velocidad mínima de transporte para un caudal de 1 m³/s en función de la concentración de sólidos a 3 temperaturas diferentes.

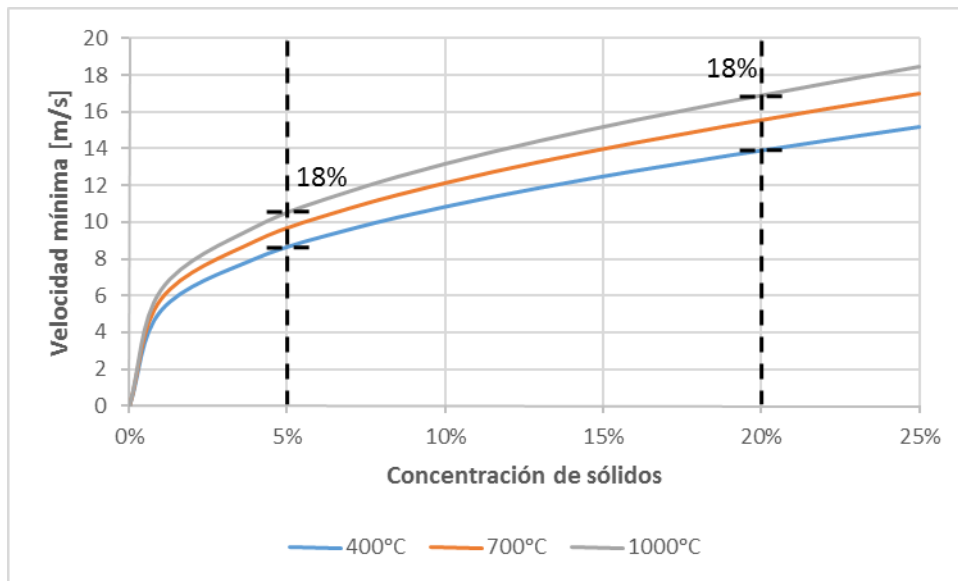


Figura 3.6: Velocidad mínima de transporte para un caudal de 1 m³/s

3.2.4 Pérdida de carga en ductos [5]

La pérdida de carga en ductos es la pérdida de presión dinámica dentro de los ductos producto de la fricción entre los gases y las paredes del ducto. Incluye las pérdidas de carga por accesorios como codos y uniones.

La presión dinámica PD de un fluido se define como el producto entre la densidad del gas y su velocidad al cuadrado. La presión dinámica se mide en [Pa].

$$PD = \frac{1}{2} \cdot \rho_g \cdot v_g^2 \quad (3.33)$$

Para determinar la pérdida de carga se necesita de un factor de pérdida, el cual se define como la suma de las pérdidas por longitud y las pérdidas por accesorios. El factor de pérdida se utiliza en ventilación industrial y no considera los efectos del material particulado debido a la pequeña fracción volumétrica de éstos.

$$H_{PD} = g \cdot \left(0,015 \cdot \frac{v_g^{0,533}}{Q^{0,612}} \cdot L + \sum f_i \cdot n_i \right) \quad (3.34)$$

- L = Longitud del ducto [m]
- g = Constante de Aceleración de gravedad, cuyo valor es 9,81 [m/s²]
- f_i = Factor de pérdida por accesorio
- n_i = Número de accesorios

La *Tabla 3.5* muestra los factores de pérdida según el accesorio.

Tabla 3.5: Factores de pérdida por accesorio.

Tipo de Accesorio	Inclinación	Factor de pérdida f_i
Codo	30°	0,09
	60°	0,18
	90°	0,27
Unión	30°	0,18
	60°	0,44
	90°	1,00

La pérdida de carga ΔP es el producto entre el factor de pérdida y la presión dinámica.

$$\Delta P = H_{PD} \cdot PD \quad (3.35)$$

Para comparar los efectos de la velocidad, se considera un caudal de gases de 1,8 m³/s, una densidad de 0,45 kg/m³, que el flujo atraviesa 2 codos a 90° y un ducto de 5 m de largo. En la *Tabla 3.6* se observa que la pérdida de carga aumenta cerca de 10 veces si la velocidad se triplica de 5 m/s a 15 m/s.

Tabla 3.6: Efectos de la velocidad en la pérdida de carga.

Velocidad [m/s]	Presión dinámica [Pa]	Factor de pérdida	Pérdida de carga [Pa]
5	5,6	6,5	36,6
10	22,5	7,0	158,6
15	50,6	7,5	378,3

3.2.5 Concentración de contaminantes atmosféricos [2]

La concentración de contaminantes atmosféricos se determina en términos de masa – volumen. La concentración normalizada de material particulado K_{MP} es la razón entre el flujo másico de sólidos \dot{m}_s y el caudal normalizado de gases Q_N que lo contiene.

$$K_{MP} = \frac{\dot{m}_s}{Q_N} \quad (3.36)$$

Esta concentración es la que utiliza la normativa de emisiones expuesta en el Decreto Supremo 29, la cual tiene como valor máximo de 30 [mg/Nm³], equivalente a 3·10⁻⁵ [kg/Nm³].

La concentración normalizada del i-ésimo gas K_i es la razón entre el flujo másico de ese gas \dot{m}_i y el caudal normalizado de gases Q_N que lo contiene.

$$K_i = \frac{\dot{m}_i}{Q_N} \quad (3.37)$$

Al igual que el material particulado, esta concentración es la que utiliza la normativa de emisiones expuesta en el Decreto Supremo 29, la cual tiene como valor máximo de 50 [mg/Nm³] para el monóxido de carbono CO y 300 [mg/Nm³] para los óxidos de nitrógeno.

3.3 Metodología de estimación para distribución de partículas [6]

La distribución de material particulado es esencial a la hora de aplicar la eficiencia de los equipos de recolección ya que ésta generalmente depende del tamaño de las partículas.

En el caso de tener una gran data del material particulado, es posible construir una curva que represente su distribución, sin embargo, en la mayoría de los casos la data es escasa. Por lo tanto, es importante estimar una distribución en función de unos pocos parámetros conocidos.

3.3.1 Distribución log-Normal

Una distribución que se usa dentro de las emisiones de material particulado es Log-Normal $\ln\mathcal{N}$, donde el logaritmo natural de la variable aleatoria está normalmente distribuido, es decir:

$$d_p \sim \ln\mathcal{N}(\mu_p, \sigma_p^2) \Leftrightarrow \ln(d_p) \sim \mathcal{N}(\mu_p, \sigma_p^2) \quad (3.38)$$

Luego, la función densidad de probabilidad es:

$$\phi(d_p, \mu_p, \sigma_p) = \frac{1}{d_p \sigma_p \sqrt{2\pi}} e^{-\frac{(\ln(d_p) - \mu_p)^2}{2\sigma_p^2}} \quad (3.39)$$

Con d_p el diámetro de partícula, μ_p parámetro de ubicación y σ_p parámetro de escala. Los parámetros μ_p y σ_p , son la media aritmética y la desviación standard del logaritmo natural del diámetro de partícula.

En el caso de poseer una gran cantidad de datos de masas (m_i) para diferentes diámetros (d_i) entonces μ_p y σ_p pueden ser calculados como:

$$\mu_p = \frac{\sum m_i \ln(d_i)}{\sum m_i} \quad (3.40)$$

$$\sigma_p^2 = \frac{\sum m_i (\ln(d_i) - \mu_p)^2}{\sum m_i} \quad (3.41)$$

Sin un análisis granulométrico es difícil obtener datos de masas para diferentes diámetros, por ende, se deben estimar los parámetros μ_p y σ_p usando el diámetro máximo de partículas d_{pm} y el diámetro de mayor emisión d_{pe} (moda de la distribución).

3.3.2 Estimación de los parámetros μ_p y σ_p

En la distribución Log-Normal la moda es igual a:

$$d_{pe} = e^{\mu_p - \sigma_p^2} \Rightarrow \mu_p = \ln(d_{pe}) + \sigma_p^2 \quad (3.42)$$

El área bajo la curva de la distribución debe ser igual a 1 para todos los tamaños posibles, sin embargo, se aproxima que se alcanza el 99% del área con el diámetro máximo de partículas.

$$\int_0^{d_{pm}} \phi(\xi, \mu_p, \sigma_p) d\xi \approx 0,99 \Rightarrow \frac{1}{2} \left[1 + \operatorname{erf} \left(\frac{\ln d_{pm} - \mu_p}{\sqrt{2} \cdot \sigma_p} \right) \right] \approx 0,99 \quad (3.43)$$

Luego:

$$\frac{\ln d_{pm} - \mu_p}{\sigma_p} = \sqrt{2} \operatorname{erf}^{-1}(2 \cdot 0,99 - 1) = b_d \quad (3.44)$$

b_d es constante y su valor es aproximadamente 2,326. Luego:

$$\ln\left(\frac{d_{pm}}{d_{pe}}\right) - \sigma_p^2 = b_d \cdot \sigma_p \Rightarrow \sigma_p^2 + b_d \cdot \sigma_p - \ln\left(\frac{d_{pm}}{d_{pe}}\right) = 0 \quad (3.45)$$

La ecuación cuadrática tiene dos soluciones, sin embargo, aplica la solución positiva. Es decir:

$$\sigma_p = \frac{1}{2} \left(\sqrt{b_d^2 + 4 \ln\left(\frac{d_{pm}}{d_{pe}}\right)} - b_d \right) \quad (3.46)$$

Una vez conocido del valor de σ_p , se puede utilizar la ecuación de la moda de una distribución Log-Normal para determinar el valor de μ_p .

3.3.3 Estimación de distribuciones

En el documento “Guía para el control y prevención de la contaminación industrial – Rubro fundiciones” aparecen dos gráficos reales que representan la distribución de material particulado para 2 hornos de fundición de acero: Uno del tipo cubilote y otro del tipo arco eléctrico. Con ambos gráficos se realiza una aproximación de cuáles serían los parámetros de distribución estimados. Los resultados están en la *Tabla 3.7*.

Tabla 3.7: Parámetros de distribución estimados.

Distribución	d_{pe} [μm]	d_{pm} [μm]	μ	σ
Horno de cubilote	38	680	4,2015	0,7509
Horno de arco eléctrico	2,1	60	1,4656	0,8507

La *Figura 3.7* muestra la comparación entre la curva de distribución real y la estimada para un horno de cubilote típico. La *Figura 3.8* muestra la comparación entre la curva de distribución real y la estimada para un horno de arco eléctrico típico. En ambos gráficos se observa una gran similitud entre las curvas reales y las estimadas.

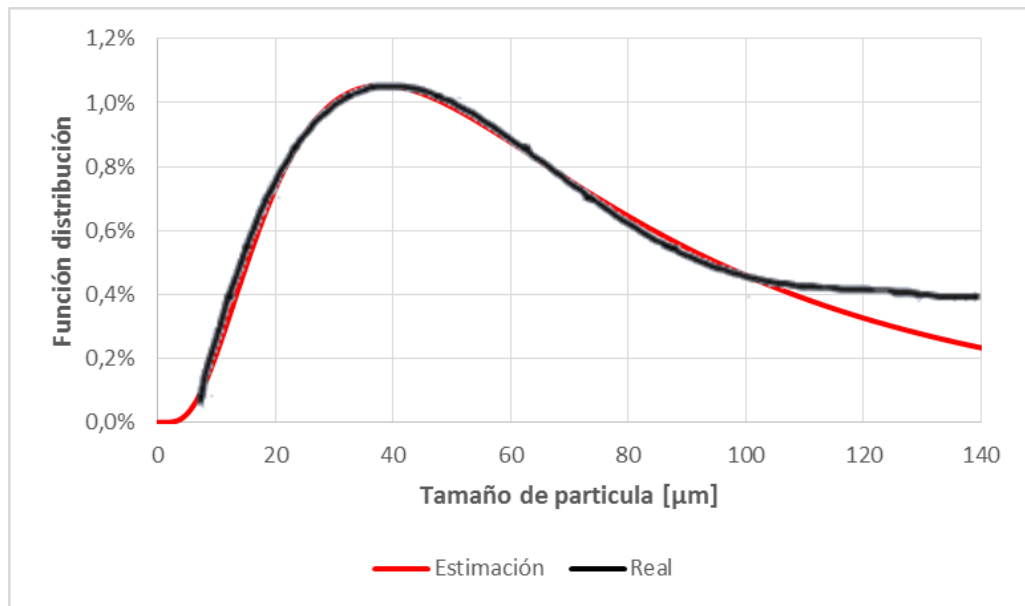


Figura 3.7: Distribución real y estimada para un horno de cubilote típico

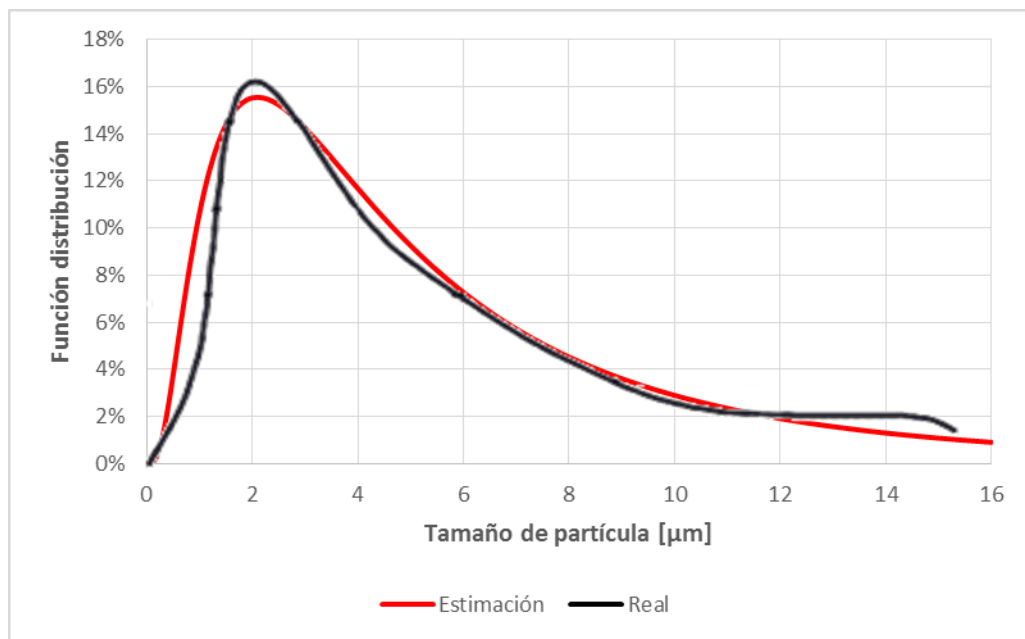


Figura 3.8: Distribución real y estimada para un horno de arco eléctrico típico

3.3.4 Distribución y eficiencia de recolección

En los equipos de recolección de partículas la eficiencia depende en algún grado del tamaño de partícula, por lo tanto, es necesario establecer la relación entre la eficiencia de un equipo o de una serie de equipos, la eficiencia promedio de cada equipo y la eficiencia global de recolección.

Cuando el flujo con partículas atraviesa un equipo de recolección la distribución cambia. Sea ϕ_1 la distribución inicial de material particulado. El área bajo la curva es aproximadamente el 99%.

$$\int_0^{d_{pm}} \phi_1(\xi) d\xi \approx 0,99 \quad (3.47)$$

Sea $\eta_1(d_p)$ la eficiencia de recolección del primer equipo, como función del tamaño de partícula. La eficiencia promedio del equipo $\tilde{\eta}_1$ mantiene la siguiente relación:

$$0,99 \cdot (1 - \tilde{\eta}_1) = \int_0^{d_{pm}} [1 - \eta_1(\xi)] \cdot \phi_1(\xi) d\xi \quad (3.48)$$

La nueva distribución ϕ_2 depende de los efectos del primer equipo, y su relación es la siguiente:

$$\phi_2(d_p) = \frac{[1 - \eta_1(d_p)] \cdot \phi_1(d_p)}{\int_0^{d_{pm}} [1 - \eta_1(\xi)] \cdot \phi_1(\xi) d\xi} \quad (3.49)$$

Como la integral del denominador es conocida, entonces la nueva distribución se puede escribir en términos de la eficiencia promedio.

$$\phi_2(d_p) = \frac{[1 - \eta_1(d_p)]}{0,99 \cdot (1 - \tilde{\eta}_1)} \cdot \phi_1(d_p) \quad (3.50)$$

Sea $\eta_2(d_p)$ la eficiencia de recolección del segundo equipo, como función del tamaño de partícula. La eficiencia promedio del equipo $\tilde{\eta}_2$ mantiene la siguiente relación:

$$1 - \tilde{\eta}_2 = \int_0^{d_{pm}} [1 - \eta_2(\xi)] \cdot \phi_2(\xi) d\xi \quad (3.51)$$

Pero, la nueva distribución ϕ_2 se puede reescribir como la distribución inicial. Reemplazando:

$$0,99 \cdot (1 - \tilde{\eta}_2) \cdot (1 - \tilde{\eta}_1) = \int_0^{d_{pm}} [1 - \eta_2(\xi)] \cdot [1 - \eta_1(\xi)] \cdot \phi_1(\xi) d\xi \quad (3.52)$$

Esto implica que para una serie de m equipos, es posible escribir la relación entre la distribución inicial ϕ_1 , las eficiencias promedio $\tilde{\eta}_j$, las eficiencias como función $\eta_j(\xi)$ y la eficiencia global η_G .

$$1 - \eta_G = 0,99 \cdot \prod_j^m (1 - \tilde{\eta}_j) = 0,99 \cdot \int_0^{d_{pm}} \prod_j^m (1 - \eta_j(\xi)) \cdot \phi_1(\xi) d\xi \quad (3.53)$$

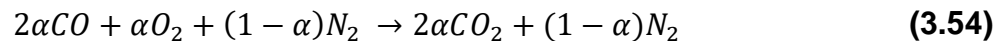
3.4 Metodología de cálculo para balances [3]

En esta sección se realiza la metodología para determinar los caudales que se requieren en función de una determinada reacción química y los balances de materia y de presión para un sistema de equipos en serie.

3.4.1 Balance de combustión de CO

La reacción de combustión del monóxido de carbono necesita de un comburente. En la industria se usa generalmente aire atmosférico, pero en esta sección se usa como comburente una mezcla entre oxígeno y nitrógeno (contenidos variables). El aire tiene la proporción de 21– 79% de O₂ – N₂, sin embargo, existen comburentes con una alta pureza de oxígeno, llegando incluso al 93 – 7% de O₂ – N₂.

Sea α la proporción de oxígeno en el comburente, la reacción de combustión de CO se escribe como:

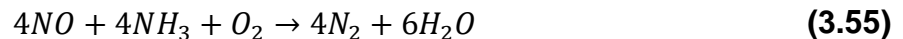


Esto implica que, en términos volumétricos, por cada 2 moles de CO se necesita 1 mol de oxígeno.

En términos de caudal de gases, si se tiene 1 m³/s de CO, entonces se necesita de 0,5 m³/s de comburente. Si el comburente es aire, se necesita agregar como mínimo 2,38 m³/s de aire al flujo de gases, pero en el caso de que el comburente sea oxígeno a una pureza del 93%, entonces se necesita agregar solo 0,53 m³/s. Esta diferencia es importante a la hora de diseñar sistemas de extracción de gases, ya que a medida que el caudal aumenta, también aumenta el tamaño y el costo de los equipos de depuración.

3.4.2 Balance de reducción catalítica no selectiva de NO_x

La reacción de reducción de los óxidos de nitrógeno depende de la cantidad de amoníaco NH₃ que sea ingresada. Si se considera los NO_x como óxido nítrico NO, ya que forma parte de al menos el 90% de los NO_x de origen térmico, la reacción de reducción es:



Esto implica que, por cada 1 mol de NO, se necesita 1 mol de NH₃. Sin embargo, la reacción necesita de oxígeno, por lo tanto, la cantidad de oxígeno que entra a la zona de combustión debe tomar en cuenta los requerimientos de la reducción catalítica no selectiva. Por cada 1 m³/s de NO se necesitan 0,25 m³/s de O₂, si el oxígeno es atmosférico entonces se necesita de 1,19 m³/s de aire, pero si el oxígeno es de alta pureza (93%) entonces solo se necesita de 0,27 m³/s.

3.4.3 Balances de materia en un sistema de equipos en serie

En un sistema de equipos, el flujo másico a la salida del i -ésimo equipo \dot{m}_i es la suma del flujo másico a la salida del equipo siguiente \dot{m}_{i+1} y la variación de flujo $\Delta\dot{m}_i$. La variación de flujo son todos los flujos másicos, que no son de la corriente gaseosa, entren o salgan en el equipo anterior, como por ejemplo aire para la combustión o amoníaco para reducción catalítica no selectiva.

$$\dot{m}_{i+1} = \dot{m}_i + \Delta\dot{m}_i \quad (3.56)$$

Todo flujo másico en el i -ésimo equipo tiene una fase gaseosa \dot{m}_{ig} y una fase sólida \dot{m}_{is} .

3.4.4 Balances de presión en un sistema de equipos en serie

En un sistema de equipos, la presión a la salida del i -ésimo equipo P_i es la suma de la presión del equipo siguiente P_{i+1} , las pérdidas de carga por el equipo ΔP_i y pérdidas de carga por ductos ΔP_{iD} .

$$P_i = P_{i+1} + \Delta P_i + \Delta P_{iD} \quad (3.57)$$

Si el i -ésimo equipo realiza una elevación de presión ΔP_i en vez de una pérdida de carga, entonces el balance es el siguiente:

$$P_i + \Delta P_i = P_{i+1} + \Delta P_{iD} \quad (3.58)$$

4 Estado del arte de tecnologías aplicables

En esta sección se realiza un análisis de tecnologías para el tratamiento y abatimiento de contaminantes atmosféricos en instalaciones de alta temperatura, con el objetivo de seleccionar un sistema de extracción de gases para fundiciones de acero y plomo e instalaciones de coincineración.

4.1 Equipos y tecnologías de abatimiento

4.1.1 Cámaras de sedimentación [2] [5]

Este tipo de tecnología es parte del grupo conocido como “pre-limpiadores”, debido a que a menudo se utilizan para reducir la carga contaminante de material particulado a la entrada de los dispositivos finales de captura, al remover las partículas abrasivas de mayor tamaño.

Las cámaras de sedimentación utilizan la gravedad como medio de asentamiento, son los colectores mecánicos más simples y antiguos. Por lo general, se construyen en forma de cámaras largas, horizontales y rectangulares. Los gases entran a la cámara con cierta velocidad que se va reduciendo producto del cambio de la sección de la cámara, esto permite que las partículas de mayor tamaño asienten o sedimenten producto de la gravedad. La mayoría de los diseños solamente atrapan partículas con diámetros superiores a $50\ \mu\text{m}$ aproximadamente. La *Figura 4.1* muestra esquemáticamente una cámara de sedimentación.

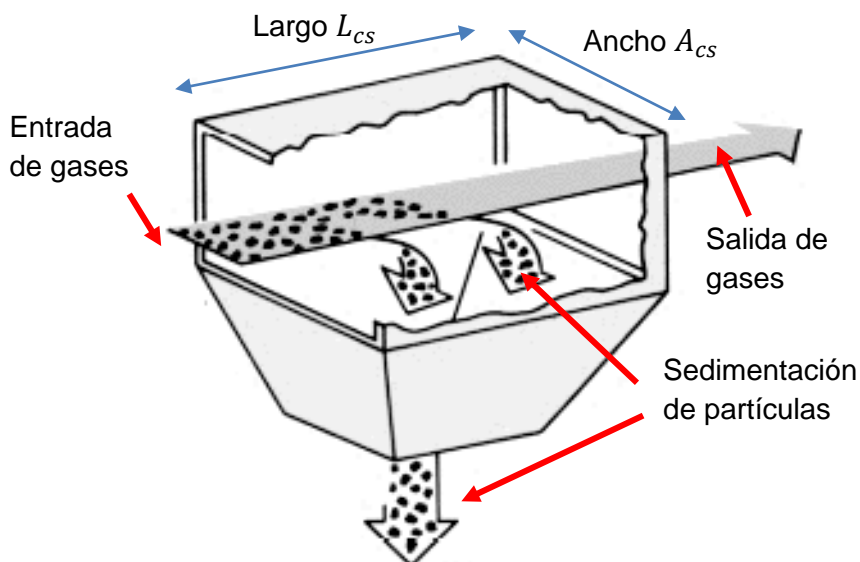


Figura 4.1: Cámara de sedimentación típica

Las ventajas y desventajas principales de esta tecnología se aprecian en la *Tabla 4.1*.

Tabla 4.1: Ventajas y desventajas de las cámaras de sedimentación.

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Bajo costo de capital. ▪ Baja pérdida de carga. ▪ Bajo costo de mantenimiento. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Baja eficiencia. ▪ Gran tamaño físico.

El dimensionamiento de las cámaras de sedimentación depende de la eficiencia para un determinado tamaño de partícula. La relación entre la eficiencia, largo, el ancho y el caudal de gases es a través de la velocidad de sedimentación. La velocidad de sedimentación es la rapidez con la que sedimenta una partícula dentro de la cámara, la cual depende de otros factores como la densidad del gas, densidad de la partícula, viscosidad del gas, el tamaño de partícula y la aceleración de gravedad.

$$v_{cs} = \frac{d_p^2}{18} \cdot \frac{(\rho_s - \rho_g)}{\mu} \cdot g \quad (4.1)$$

- v_{cs} = Velocidad de sedimentación de partícula [m/s]
- ρ_s = Densidad de la partícula [kg/m³]
- ρ_g = Densidad del gas [kg/m³]
- d_p = Diámetro aerodinámico de la partícula [m]
- μ = Viscosidad del gas [Pa·s]

La eficiencia de la cámara de sedimentación se determina como:

$$\eta_{cs} = \frac{v_{cs} \cdot A_{cs} \cdot L_{cs}}{Q} \quad (4.2)$$

- A_{cs} = Ancho de la cámara de sedimentación [m]
- L_{cs} = Largo de la cámara de sedimentación [m]
- Q = Caudal de gases [m³/s]
- η_{cs} = Eficiencia de la cámara de sedimentación

4.1.2 Ciclones [2] [5]

Los ciclones son equipos que remueven el material particulado de la corriente gaseosa, basándose en el principio de impactación inercial, generado por la fuerza centrífuga. El ciclón es esencialmente una cámara de sedimentación en que la aceleración gravitacional se sustituye por la aceleración centrífuga.

Los ciclones son adecuados para separar partículas con diámetros mayores a 5 µm. Los ciclones presentan mayores eficiencias que la cámara de sedimentación y eficiencias menores que los filtros de mangas, scrubbers y precipitadores electrostáticos.

En un ciclón el gas entra en la cámara superior tangencialmente y desciende en espirales hasta el ápice de la sección cónica, luego asciende en una segunda espiral, con diámetro más pequeño, y sale por la parte superior a través de un ducto vertical centrado. Los sólidos se mueven radialmente hacia las paredes, se deslizan por las paredes y son recogidos en la parte inferior. La *Figura 4.2* muestra el funcionamiento y dimensiones principales de un Ciclón.

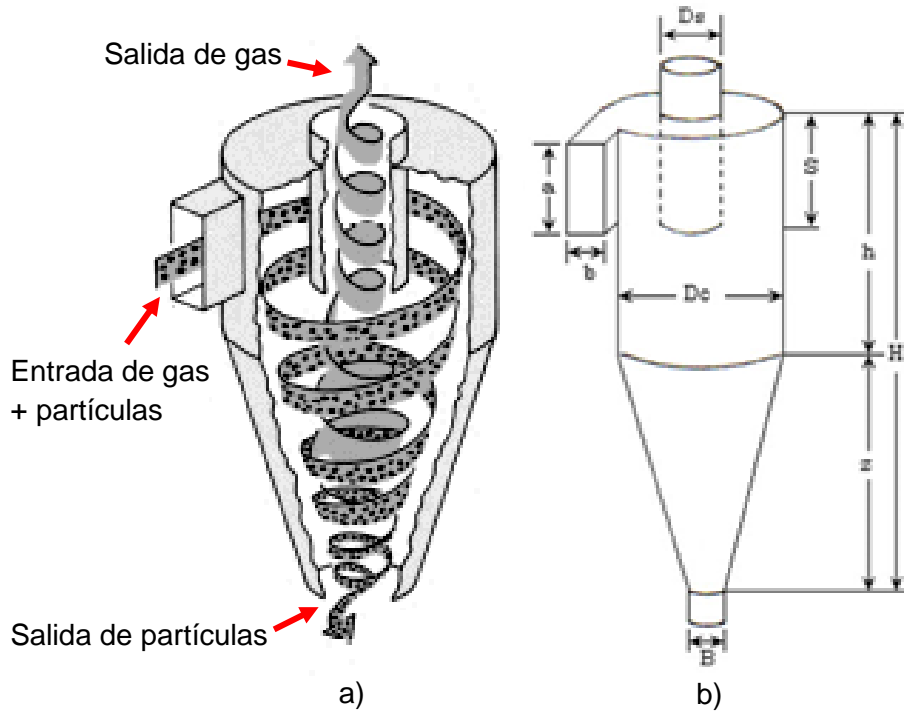


Figura 4.2: Ciclón industrial típico: a) Funcionamiento, b) Dimensiones

Las ventajas y desventajas principales de esta tecnología se aprecian en la *Tabla 4.2*.

Tabla 4.2: Ventajas y desventajas de los ciclones.

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Bajo costo de capital. ▪ Bajo costo de mantenimiento. ▪ Alta eficiencia para material particulado grueso. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Caída de presión elevada a alta eficiencia. ▪ Baja eficiencia de remoción para material particulado PM₁₀.

El dimensionamiento de los ciclones depende del tipo de equipo que se desea instalar, puede ser un ciclón típico, un ciclón de alta capacidad o un ciclón de alta eficiencia. Según cada tipo de ciclón existen proporciones entre sus dimensiones que aparecen en la *Figura 4.2*. El detalle de las proporciones, según los ciclones de alta eficiencia, se encuentra en *Anexo A*.

La eficiencia del ciclón depende de muchos factores, entre ellos las dimensiones del mismo, la velocidad de entrada y el diámetro aerodinámico de las partículas.

$$\eta_{ci} = 1 - \exp\left(\frac{-\pi \cdot N_V \cdot \rho_s \cdot d_p^2 \cdot v_e}{9 \cdot \mu \cdot b}\right) \quad (4.3)$$

- v_e = Velocidad de entrada al ciclón [m/s]
- N_V = Número de vórtices
- ρ_s = Densidad de partículas [kg/m³]
- d_p = Diámetro aerodinámico de la partícula [m]
- μ = Viscosidad del gas [Pa·s]
- η_{ci} = Eficiencia del ciclón

La velocidad de entrada se define con el caudal y las dimensiones de entrada, altura y ancho.

$$v_e = \frac{Q}{a \cdot b} \quad (4.4)$$

- v_e = Velocidad de entrada al ciclón [m/s]
- Q = Caudal de gases [m³/s]
- a = Altura de entrada [m]
- b = Ancho de entrada [m]

El número de vórtices se define como la cantidad de giros, dentro del ciclón, que realizan las partículas antes de sedimentar.

$$N_V = \frac{1}{a} \cdot \left[h + \frac{z}{2}\right] \quad (4.5)$$

- N_V = Número de vórtices
- z = Altura de parte cónica [m]
- h = Altura de parte cilíndrica [m]

La pérdida de carga de los ciclones se estima usando la velocidad de entrada, las dimensiones principales y la densidad del gas.

$$\Delta P_{ci} = \frac{8 \cdot a \cdot b \cdot \rho_g \cdot v_e^2}{D_s^2} \quad (4.6)$$

- ΔP_{ci} = Pérdida de carga [Pa]
- ρ_g = Densidad del gas [kg/m³]
- D_s = Diámetro de salida [m]

4.1.3 Precipitadores electrostáticos [2] [5]

Los precipitadores electrostáticos han sido utilizados por más de 60 años para el tratamiento de gases procedentes de centrales termoeléctricas, fábricas de cemento, fundiciones, papeleras, manufacturas entre otras instalaciones industriales. Mayoritariamente su aplicación la constituyen las calderas a carbón.

Este dispositivo de filtración utiliza la captura por efectos electrostáticos para mover partículas fuera de la corriente de gas y depositarlas en las placas del recolector. Todo precipitador está constituido de un electrodo emisor y de un electrodo o placa recolectora. La *Figura 4.3* muestra los componentes principales de un precipitador electrostático.

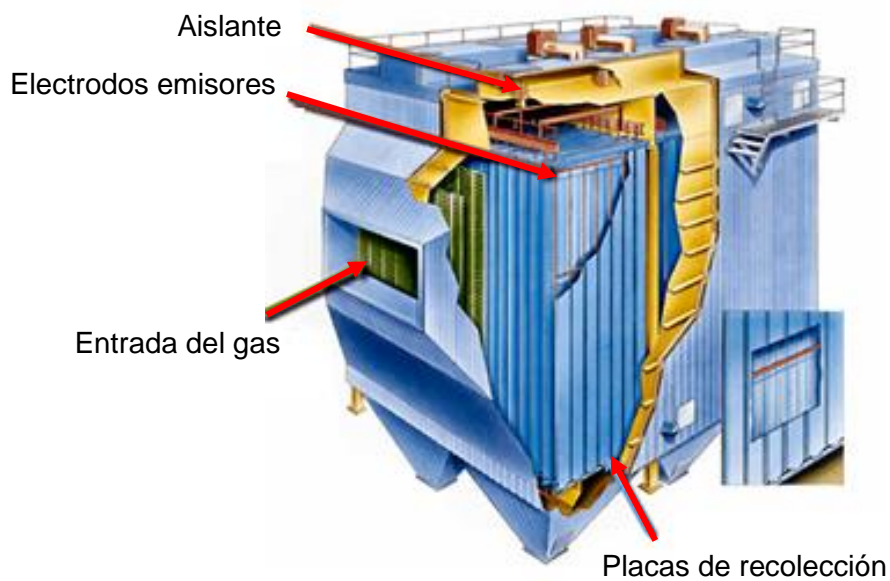


Figura 4.3: Precipitador electrostático típico.

Las ventajas y desventajas principales de esta tecnología se aprecian en la *Tabla 4.3*.

Tabla 4.3: Ventajas y desventajas de los precipitadores electrostáticos.

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none">▪ Bajas pérdidas de carga.▪ Bajo costo de operación.▪ Alta eficiencia.	<ul style="list-style-type: none">▪ Alto costo de inversión.▪ Altos costos de mantenimiento.▪ Equipo de gran tamaño

La eficiencia de un precipitador electrostático depende de sus dimensiones principales, a mayor tamaño entonces mayor capacidad de recolección, intensidad de campo eléctrico y tamaño de partículas, a mayor tamaño de partículas entonces mayor eficiencia.

4.1.4 Filtros de mangas [2] [5]

En un filtro de mangas el gas residual pasa por una tela de tejido apretado o de papel tratado, causando que el material particulado en el gas sea recolectado en la tela por intercepción directa y difusión browniana.

Un filtro de mangas se compone de uno o más compartimientos aislados conteniendo hileras de mangas de tela, en forma de tubos redondos. El polvo es transportado por la masa de aire que pasa, por aspiración o depresión, a lo largo del área de las mangas y luego, radialmente, a través de la tela, reteniendo estas últimas por su parte exterior las partículas de polvo.

Los filtros de mangas recolectan partículas de tamaños que van desde las sub-micras hasta varios cientos de micras de diámetro, con eficiencias generalmente en exceso al 99 o 99,9%. La *Figura 4.4* muestra esquemáticamente un filtro de mangas.

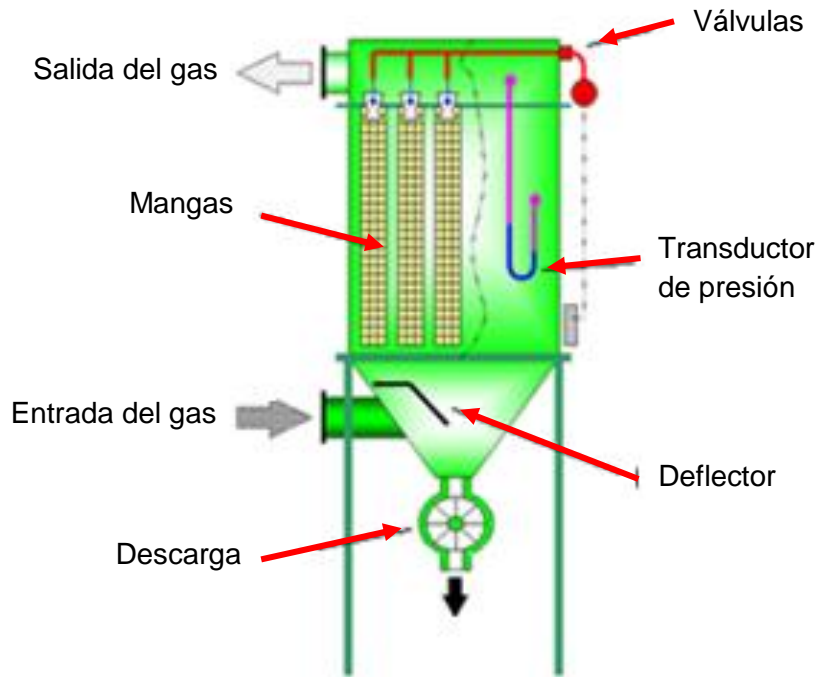


Figura 4.4: Filtro de mangas típico.

Las ventajas y desventajas principales de esta tecnología se aprecian en la *Tabla 4.4*.

Tabla 4.4: Ventajas y desventajas de los filtros de mangas.

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none">▪ Bajo costo de operación.▪ Bajo costo de mantenimiento.▪ Alta eficiencia	<ul style="list-style-type: none">▪ Alto costo de inversión.▪ Alta pérdida de carga.▪ Equipo de gran tamaño

El dimensionamiento de los filtros de mangas depende principalmente del caudal de gases y de las características del material particulado, como el tipo, densidad y concentración, entre otros. Para determinar el número de mangas es necesario determinar la velocidad de filtración o la relación aire tela.

Tabla 4.5: Factores de velocidad de filtración.

Factor	Simbología	Valores típicos
Material a filtrar	a_f	0,025 – 0,063
Aplicación	b_f	0,800 – 1,000
Temperatura	c_f	0,750 – 1,000
Finura de polvo	d_f	0,800 – 1,200
Carga de polvo	e_f	0,800 – 1,200

La velocidad de filtración es el productos entre estos 5 factores, es decir:

$$v_f = a_f \cdot b_f \cdot c_f \cdot d_f \cdot e_f \quad (4.7)$$

v_f = Velocidad de filtración o relación aire-tela [m/s]; típicamente entre 0,01 y 0,03 m/s.

El detalle de los factores de velocidad de filtración se encuentra en *Anexo B*.

Con la velocidad de filtración y el caudal de gases es posible determinar el número de mangas. Para esto es necesario tener el valor del largo y diámetro de cada manga.

$$N_f = \frac{Q}{\pi \cdot v_f \cdot L_f \cdot D_f} \quad (4.8)$$

- N_f = Número de mangas
- Q = Caudal de gases [m³/s]
- L_f = Largo de la manga [m]
- D_f = Diámetro de la manga [m]

La eficiencia de un filtro de mangas está relacionada con el tipo de partículas, su tamaño, tipo de tela filtrante y temperatura de operación, entre otros. Sin embargo, la eficiencia como función puede ser estimada utilizando un factor de escala que fija una eficiencia típica para un determinado tamaño de partícula. Para partículas de 1 µm es típicamente de un 95%.

$$\eta_f = 1 - \exp(-f \cdot d_p^2) \quad (4.9)$$

- η_f = Eficiencia filtro de mangas.
- f = Factor de escala ≈ 3 [1/µm³]

En la *Tabla 4.6* se obtienen distintas eficiencias para distintos tamaños de partículas.

Tabla 4.6: Eficiencia estimada de un filtro de mangas.

Tamaño [μm]	Eficiencia
0,1	3%
0,2	11%
0,5	53%
0,8	85%
1,0	95%
1,2	99%

La pérdida de carga en un filtro de mangas depende principalmente de la velocidad de filtración, concentración de polvo y tiempo de filtración. La pérdida de carga está generalmente comprendida entre 1.500 y 2.500 Pa.

$$\Delta P_f = k_{f1} \cdot v_f + k_{f2} \cdot c_{MP} \cdot t_f \cdot v_f^2 \quad (4.10)$$

- ΔP_f = Pérdida de carga en el filtro de mangas [Pa]
- k_{f1} = Resistencia de tela ≈ 20.000 [Pa·s/m].
- k_{f2} = Resistencia de torta de polvo ≈ 400 [Pa·m/g·s].
- c_{MP} = Concentración de polvo [g/m^3].
- t_f = Tiempo de filtración [s].
- v_f = Velocidad de filtración [m/s].

Un aspecto importante en el dimensionamiento del filtro de mangas es el tipo de tela filtrante. La *Tabla 4.7* contiene los materiales más usados en la industria. Se observa que la temperatura de operación máxima no supera los 300°C.

Tabla 4.7: Materiales de telas filtrantes.

Material de tela	Resistencia ácidos	Resistencia alcalinos	Temperatura de operación máxima
Poliéster	Buena	Buena	135°C
Polipropileno	Excelente	Excelente	88°C
Ryton	Excelente	Excelente	190°C
Nomex	Buena	Buena	200°C
P-84	Buena	Buena	245°C
Fibra de vidrio tejida	Buena	Buena	260°C
Rylon tejido	Excelente	Excelente	190°C
Nomex tejido	Buena	Buena	200°C
Poliéster tejido	Buena	Buena	135°C

4.1.5 Scrubbers [2]

Los scrubbers o lavadores de gases, representan una clase de equipos cuyo principio de funcionamiento se basa en hacer pasar una corriente gaseosa que contiene polvos y/o nieblas a través de una solución acuosa (vía húmeda) o sorbentes secos (vía seca). Estos equipos realizan captura por absorción y/o adsorción para remover contaminantes gaseosos y/o material particulado. La *Figura 4.5* muestra los scrubbers por vía húmeda, más usados en la industria: tipo Venturi y tipo torre empacada. Los scrubbers por vía seca generalmente están asociados a sistemas de desulfuración en plantas industriales de gran tamaño.

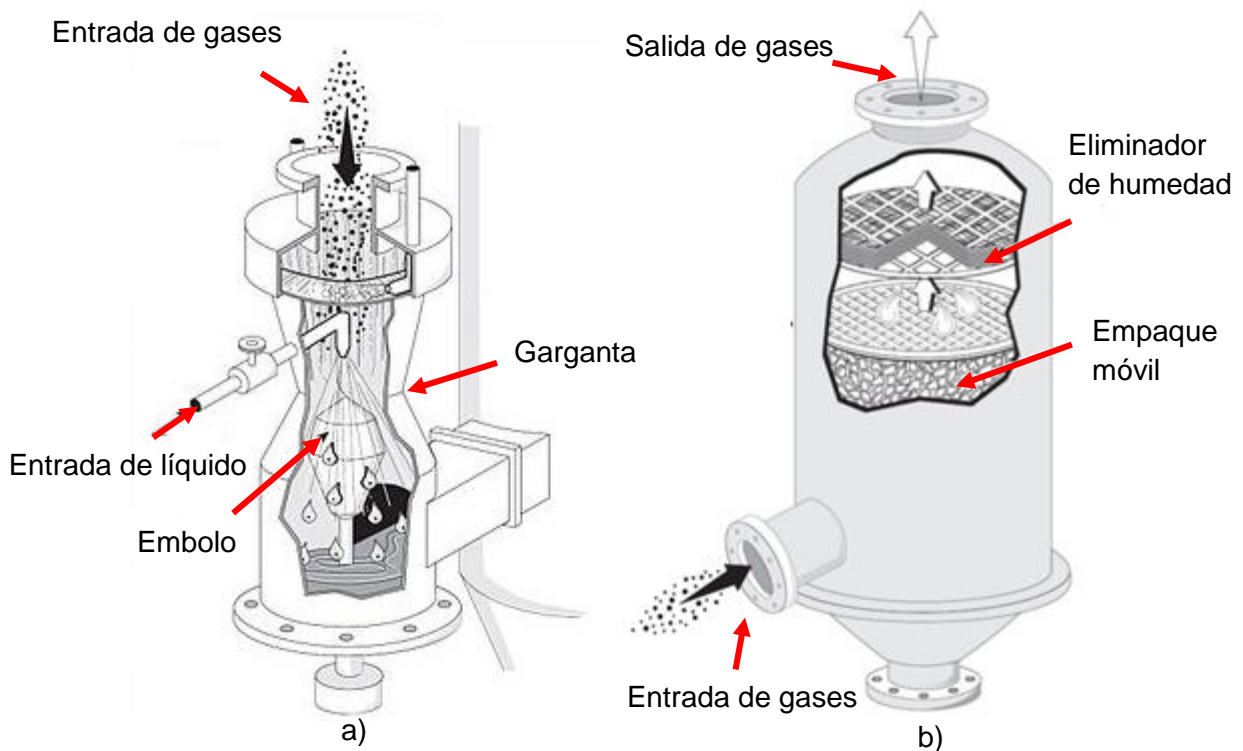


Figura 4.5: Scrubbers por vía húmeda a) Tipo Venturi b) Tipo torre empacada

Los scrubbers – Venturi tienen una gran eficiencia de remoción de material particulado, pero están asociados a grandes pérdidas de carga. Los scrubbers tipo torre empacada tienen una gran eficiencia de remoción para gases ácidos tales como óxidos de nitrógeno NO_x y dióxido de azufre SO_2 .

Las ventajas y desventajas de los scrubbers se aprecian en la *Tabla 4.8*.

Tabla 4.8: Ventajas y desventajas de los scrubbers.

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none">▪ Bajo costo de mantenimiento.▪ Alta eficiencia▪ Aplicable a gases y material particulado	Para equipos de alta eficiencia: <ul style="list-style-type: none">▪ Alto costo de inversión.▪ Alta pérdida de carga.

4.1.6 Cámaras de post-combustión [5]

Las cámaras de post-combustión son equipos utilizados en la depuración térmica de los gases tras la combustión u otro proceso de alta temperatura que genere gases capaces de ser combustionados. En la cámara de post-combustión se pueden realizar principalmente:

- Combustión completa de CO
- Combustión de hidrocarburos inquemados, compuestos orgánicos volátiles.
- Descomposición de dioxinas, furanos, halógenos, entre otros.
- Reducción catalítica no selectiva para el abatimiento de NO_x .

Por lo general, las cámaras de post-combustión están conectadas directamente a la salida del horno industrial debido a que se aprovecha la alta temperatura de los gases con el fin de minimizar los costos de operación.

Las cámaras de post-combustión, para sistemas de extracción, tienen una disposición vertical, esto debido a que se facilita la remoción de material particulado que pueda sedimentar. La *Figura 4.6* muestra una cámara de post-combustión típica.

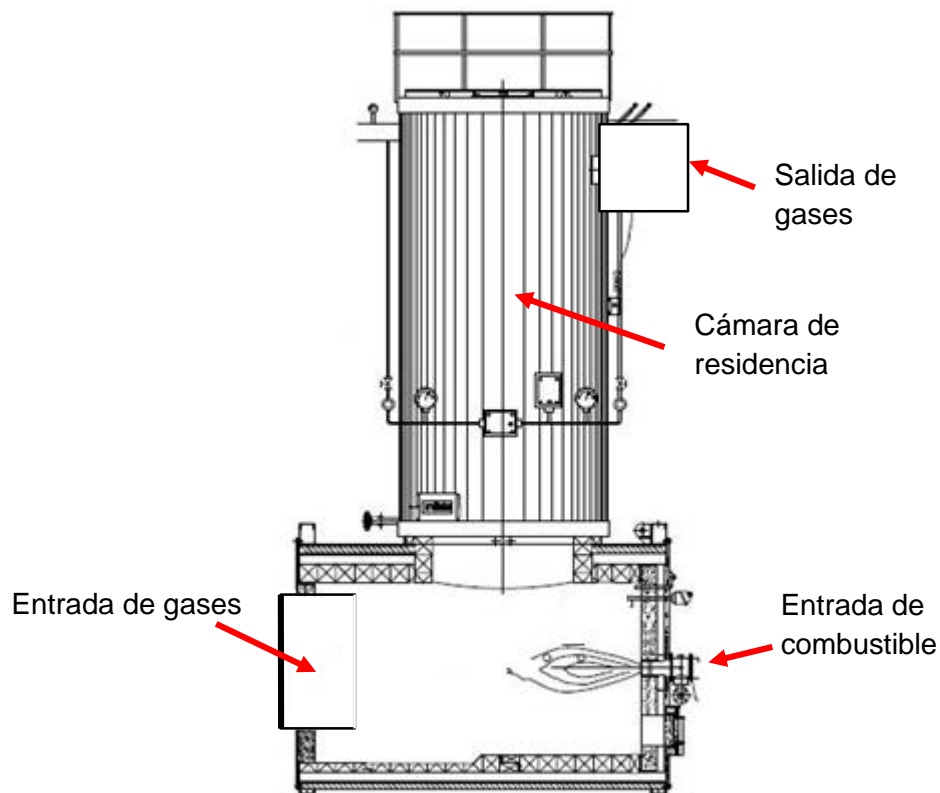


Figura 4.6: Cámara de post-combustión típica

Las ventajas y desventajas de esta tecnología se aprecian en la *Tabla 4.9*.

Tabla 4.9: Ventajas y desventajas de las cámaras de post – combustión.

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none">▪ Alta eficiencia.▪ Bajo costo de operación.▪ Bajo costo de mantenimiento.	<ul style="list-style-type: none">▪ Alto costo de inversión.▪ Equipos de gran tamaño.

El volumen de una cámara de post-combustión, V_{CP} , depende del caudal de gases Q a tratar y del tiempo de residencia de los gases, t_R . Por lo general, 2 segundos de tiempo de residencia es suficiente para eliminar más del 99,99% del CO y todo tipo de inquemados.

$$V_{CP} = Q \cdot t_R \quad (4.11)$$

4.2 Equipos y tecnologías auxiliares

En los sistemas de extracción de gases hay equipos de depuración y equipos auxiliares, entre estos últimos están intercambiadores de calor, válvulas de dilución y ventiladores centrífugos.

4.2.1 Intercambiadores de calor [6] [8]

Los intercambiadores de calor son equipos sumamente importantes en una instalación de alta temperatura, como una fundición o una instalación de coque, ya que es esencial disminuir la temperatura de los gases antes de entrar en los equipos de depuración. Las altas temperaturas pueden provocar bajas eficiencias de remoción de contaminantes y/o dañar los equipos (por ejemplo, filtros de mangas).

En las instalaciones actuales se pueden encontrar 3 tipos de intercambiadores de calor:

- Intercambiadores de convección natural
- Intercambiadores de convección forzada
- Intercambiadores con refrigeración líquida

Los intercambiadores de convección natural son largos ductos que suben y bajan en hilera doble o simple que utilizan el aire atmosférico para enfriar los gases. En cada punto inferior se encuentra una zona de sedimentación de material particulado. La *Figura 4.7* muestra un esquema de un intercambiador de este tipo.

Los intercambiadores de convección forzada son equipos dispuestos con ventiladores que impulsan aire atmosférico a través de placas planas con el fin de enfriar los gases. La *Figura 4.8* muestra un esquema de un intercambiador de este tipo.

Los intercambiadores con refrigeración líquida son equipos con un gran número de tubos que utilizan aceite térmico. Por lo general son equipos con la capacidad de recuperación de calor, pero de gran mantenimiento por la adherencia de material particulado en el exterior de los tubos. La *Figura 4.9* muestra el esquema del funcionamiento y la configuración típica de un equipo real.

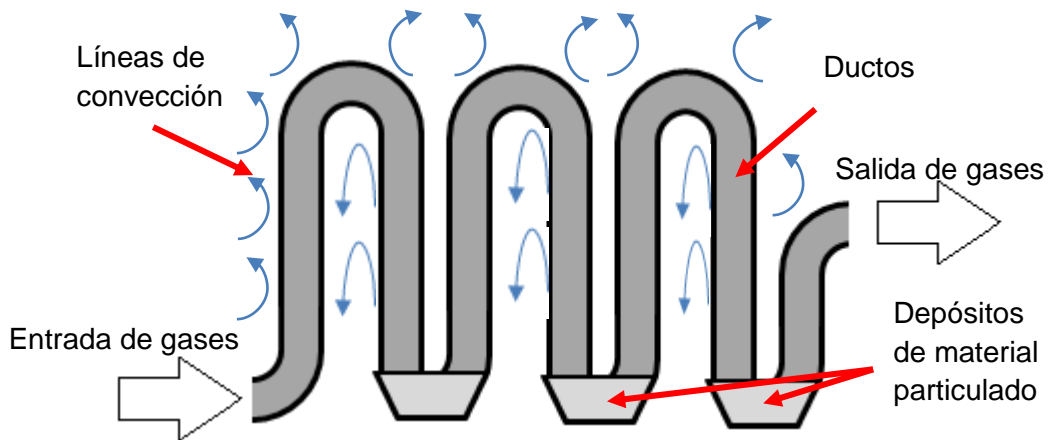


Figura 4.7: Intercambiador de calor por convección natural.

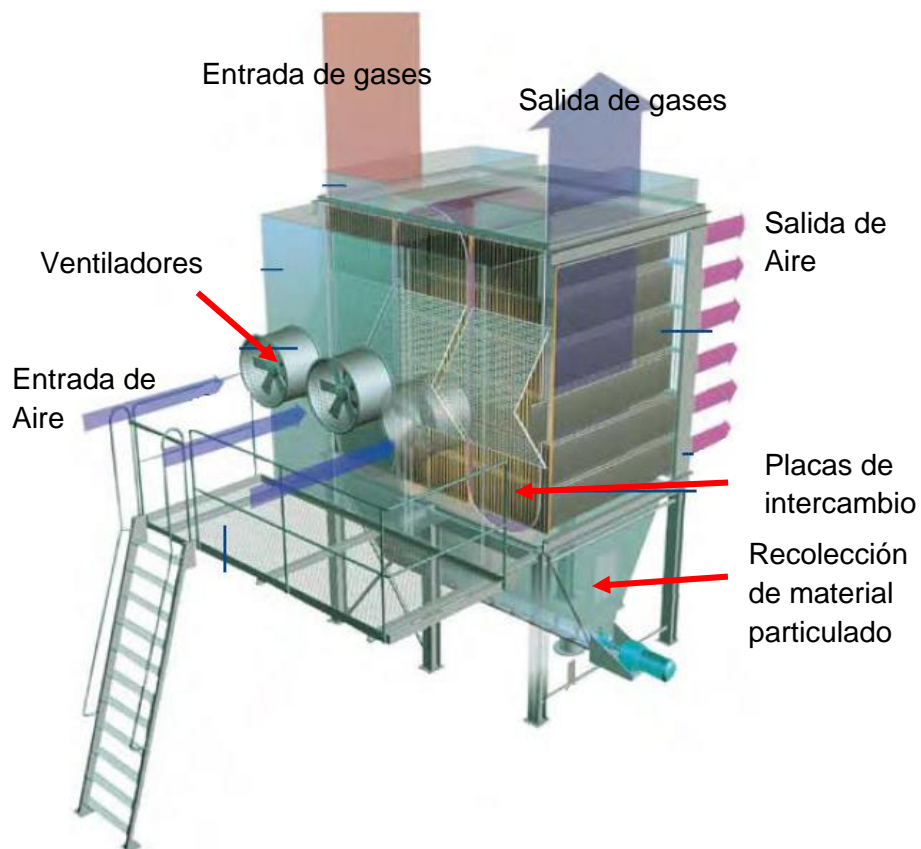


Figura 4.8: Intercambiador de calor por convección forzada.

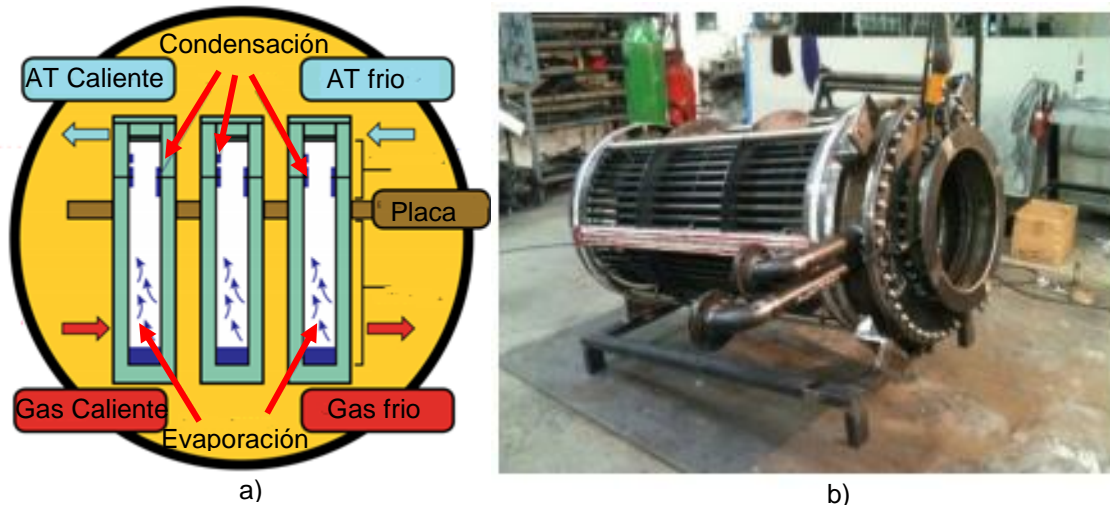


Figura 4.9: Intercambiador de calor (aceite térmico) a) Funcionamiento b) Equipo real.

Las ventajas y desventajas de esta tecnología se aprecian en la *Tabla 4.10*.

Tabla 4.10: Ventajas y desventajas de los intercambiadores de calor.

Tipo de Intercambiador de calor	Ventajas	Desventajas
Convección natural	<ul style="list-style-type: none"> Bajo costo de operación. Bajo costo de inversión. 	<ul style="list-style-type: none"> Baja eficiencia. Equipos de gran tamaño. Alto costo de mantenimiento.
Convección forzada	<ul style="list-style-type: none"> Bajo costo de mantenimiento Alta eficiencia Funciona con altas cargas de polvo 	<ul style="list-style-type: none"> Alto costo de inversión. Equipo de gran tamaño. No soporta alta temperatura
Refrigeración líquida (Aceite térmico)	<ul style="list-style-type: none"> Equipo de tamaño reducido Alta eficiencia Permite recuperar calor. 	<ul style="list-style-type: none"> Alto costo de inversión. Alto costo de mantenimiento y operación.

La potencia térmica de un intercambiador de calores su dimensión principal y se determina usando el flujo másico de gases, el calor específico promedio y las temperaturas de operación.

$$P_T = \dot{m} \cdot \hat{C}_{pg}^{A-B} \cdot (T_A - T_B) \quad (4.12)$$

- P_T = Potencia térmica del intercambiador [W].
 \dot{m} = Flujo másico de gases [kg/s].
 \hat{C}_{pg}^{A-B} = Calor específico promedio entre T_A y T_B [J/kg·K].
 T_A = Temperatura de gases a la entrada [K]
 T_B = Temperatura de gases a la salida [K]

4.2.2 Válvulas de dilución [6]

Las válvulas de dilución, o dumpers, son electroválvulas que permiten el ingreso de aire atmosférico a la corriente gaseosa con el fin de disminuir la temperatura de los gases.

La dilución es un método de control de temperatura y abatimiento de concentración de contaminantes, pero es muy poco eficiente ya que eleva demasiado el caudal de gases a través de los ductos, y por ende aumenta el tamaño de los equipos de depuración. Sin embargo, la dilución ofrece un control simple y rápido de temperatura cuando está por sobre los niveles normales de operación. La *Figura 4.10* muestra un esquema del funcionamiento de una válvula de dilución.

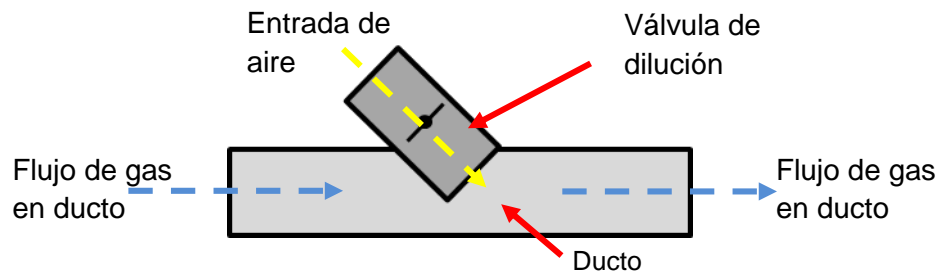


Figura 4.10: Funcionamiento de válvula de dilución.

Las ventajas y desventajas de este dispositivo están en la *Tabla 4.11*.

Tabla 4.11: Ventajas y desventajas de las válvulas de dilución.

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Bajo costo de capital ▪ Bajo costo de operación. ▪ Control de temperatura 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Aumenta el caudal de gases. ▪ No es aplicable a depuración, solo control.

El dimensionamiento de una válvula de dilución depende del flujo de aire máximo requerido para diluir. El flujo de aire máximo se determina usando la temperatura máxima de control, la cual tiende a ser unos 50°C superior a la temperatura de operación normal. Si se desea tener el control de 100°C es apropiado instalar 2 válvulas.

$$\dot{m}_A \cdot \hat{C}_{pg}^{O-A} \cdot (T_O - T_A) = \dot{m} \cdot \hat{C}_{pg}^{C-O} \cdot (T_C - T_O) \quad (4.13)$$

- \dot{m}_A = Flujo másico de aire de dilución [kg/s].
- \dot{m} = Flujo másico de gases [kg/s].
- \hat{C}_{pg}^{C-O} = Calor específico promedio del gas entre T_C y T_O [J/kg·K].
- \hat{C}_{pg}^{O-A} = Calor específico promedio del aire entre T_O y T_A [J/kg·K].
- T_A = Temperatura de aire atmosférico [K]
- T_C = Temperatura de gases máxima de control [K]
- T_O = Temperatura de gases en operación normal [K]

Luego, con el flujo másico de aire requerido se puede determinar el área transversal de la válvula en función de la presión atmosférica y de la presión dentro del ducto.

$$A_D = \frac{\dot{m}_A}{\sqrt{2 \cdot \rho_A \cdot (P_{atm} - P_D)}} \quad (4.14)$$

- A_D = Área transversal de válvula [m²].
- ρ_A = Densidad del aire [kg/m³].
- P_{atm} = Presión atmosférica [Pa]
- P_D = Presión al interior del ducto [Pa]

4.2.3 Ventilador centrífugo [2]

El ventilador centrífugo es un equipo auxiliar esencial en los sistemas de extracción de gases para todo tipo de instalación industrial. La función del ventilador es impulsar la corriente gaseosa a través de los ductos y equipos de depuración, desde la salida del horno hasta la salida de la chimenea, venciendo las pérdidas de carga asociadas a todo el sistema. La *Figura 4.11* muestra el funcionamiento de un ventilador centrífugo típico.

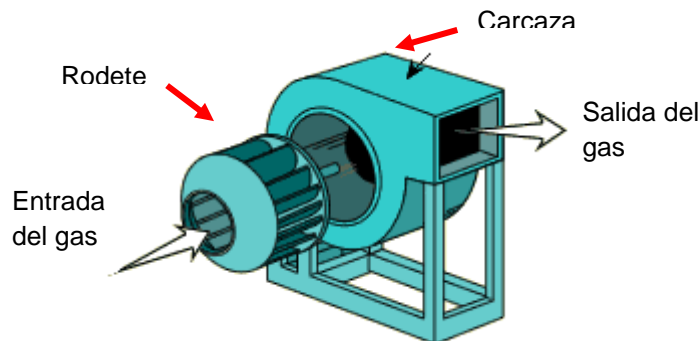


Figura 4.11: Ventilador centrífugo típico.

La potencia mecánica del ventilador centrífugo se determina con la elevación de presión necesaria, el caudal de gas, el rendimiento mecánico y el factor de servicio.

$$W_V = \frac{F_s \cdot Q \cdot \Delta P_V}{\eta_V} \quad (4.15)$$

- W_V = Potencia del ventilador [W].
- F_s = Factor de servicio, usualmente un valor de 3.
- Q = Caudal de gases [m³/s].
- ΔP_V = Elevación de presión [Pa].
- η_V = Rendimiento mecánico, usualmente entre 60% y 70%.

5 Sistemas de extracción de gases: Diseño y Control

En esta sección se realiza un análisis de los componentes esenciales de un sistema de extracción de gases y la filosofía de control bajo condiciones de diseño estándar.

5.1 Diseño de un sistema de extracción de gases

El diseño de un sistema de extracción involucra los componentes necesarios para el abatimiento de los contaminantes atmosféricos, las condiciones límites de operación y el dimensionamiento de equipos y ductería del sistema.

5.1.1 Componentes del sistema aplicable

Un sistema de extracción de gases debe estar configurado para abatir y controlar los contaminantes que emite un determinado horno industrial con el fin de cumplir la normativa chilena de emisiones. El diseño del sistema debe regirse por los siguientes criterios:

- Para todos los agentes gaseosos, exceptuando el SO_2 , es necesario el uso de una cámara de post-combustión que realice la combustión del CO y compuestos volátiles y, además, provoque la descomposición térmica de los NO_x y todos los gases en baja concentración como hidrocarburos inquemados, compuestos volátiles, halógenos, compuestos fluorados, bencenos, dioxinas y furanos.
- La alta temperatura dificulta los procesos de recolección de partículas. Por lo tanto, es necesario el uso de uno o más intercambiadores de calor que disminuyan la temperatura de la corriente gaseosa hasta valores que aumenten la eficiencia de recolección y no supongan un riesgo en el proceso. Los intercambiadores de calor deben estar diseñados para una corriente contaminada con alta carga de material particulado y fácil limpieza. Los intercambiadores de calor gas – aceite térmico ofrecen la capacidad de recuperación de calor, por ende, son considerados como la mejor opción en sistemas de extracción de gases con eficiencia energética.
- El material particulado se puede abatir por muchos métodos y equipos, sin embargo, las opciones que optimizan la eficiencia de recolección son el uso de: ciclones para el particulado grueso y filtros de mangas para el particulado fino. Los ciclones disminuyen la carga contaminante, provocando que los filtros de mangas sean de pequeña envergadura, con alta velocidad de filtración y con elevados intervalos de limpieza.
- Se recomienda no usar cámaras de sedimentación por su baja eficiencia en comparación a los ciclones, se descarta el uso de precipitadores electrostáticos producto de la alta inversión económica y gran tamaño, y se descarta el uso de scrubbers para el abatimiento de material particulado debido a que poseen una eficiencia menor a la de los filtros de mangas.

- La temperatura de la corriente contaminada es un factor sumamente importante para la seguridad y correcto funcionamiento del filtro de mangas. Si la temperatura es mayor a la de diseño entonces es necesario el uso de válvulas de dilución que permitan el ingreso de aire atmosférico con el fin de disminuir la temperatura.
- Se recomienda evitar el uso de la dilución, ya que implica un aumento del caudal de la corriente contaminada, el aumento del tamaño de los equipos de depuración y el aumento del costo de inversión; pero es una herramienta útil de control rápido de temperatura.
- Si la instalación industrial posee altas concentraciones de SO₂, entonces es necesario el uso de un scrubber húmedo para controlar este gas. Si la concentración de NO_x sigue siendo alta aun después de la cámara de post-combustión entonces es necesario que el scrubber tenga la capacidad de abatimiento de estos gases.
- Todo sistema de extracción de gases tiene pérdidas de carga asociadas a los procesos de abatimiento y al transporte por los ductos, por lo tanto, es necesario un ventilador centrífugo adecuado.
- Los equipos están conectados por ductos cuyas dimensiones y material de construcción deben ser apropiados para impedir la sedimentación de material particulado, corrosión y filtraciones.

La *Figura 5.1* muestra esquemáticamente la configuración general de un sistema de extracción de gases que aplica a cada una de las instalaciones de alta temperatura. En el caso de no existir una alta concentración de SO₂, entonces se elimina el scrubber húmedo del sistema.

La *Tabla 5.1* contiene todos los elementos del sistema de extracción de gases y los puntos de evaluación de propiedades. Cada punto de evaluación representa un flujo de gases con propiedades (temperatura, presión, caudal y composición) que varían a lo largo del sistema. Estos puntos son esenciales para los balances de materia y energía.

Tabla 5.1: Puntos de evaluación elementos del sistema de extracción.

Punto de evaluación	Descripción
1	Salida del horno industrial
2	Salida de la cámara de post-combustión
3	Salida de intercambiadores de calor
4	Salida del ciclón
5	Salida de dilución
6	Salida de filtro de mangas
7	Salida de scrubber
8	Salida de ventilador centrífugo

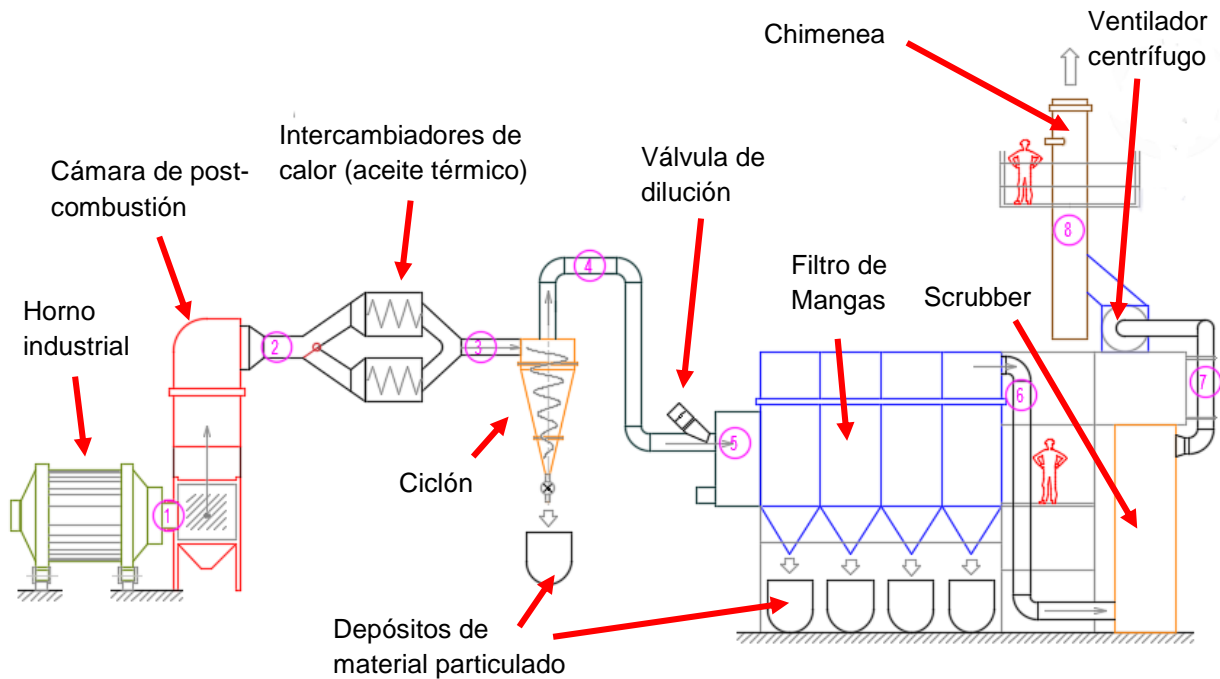


Figura 5.1: Componentes del sistema de extracción de gases

5.1.2 Condiciones de límites de operación

El diseño y operación de un sistema de extracción para fundiciones de acero y plomo e instalaciones de coincineración debe estar acotado bajo ciertos límites. Para los 3 tipos de instalación se utilizan los siguientes criterios:

- Caudal de la corriente gaseosa menor o igual a $15 \text{ m}^3/\text{s}$, equivalente a $54.000 \text{ m}^3/\text{h}$. Caudales mayores implican instalaciones de mayor envergadura en comparación a las instalaciones bajo análisis, como por ejemplo plantas termoeléctricas.
- La concentración masa – masa de material particulado no puede superar el 30%, es decir por cada 1 kg de flujo, el material particulado no puede superar los 0,3 kg. Concentraciones mayores al 30% impiden el transporte adecuado de material particulado por ductos sin sedimentación.
- Velocidad de la corriente gaseosa menor o igual a 20 m/s . La velocidad con la que se desplaza la corriente gaseosa está fuertemente relacionada con las pérdidas de carga y la potencia necesaria del ventilador para suplirlas.
- Temperatura de operación de la cámara de post-combustión entre 1.000 y 1.100°C . El tiempo de residencia debe ser mínimo 2 segundos.
- La temperatura máxima de entrada al intercambiador de calor es de 1.100°C . La temperatura de salida debe ser menor o igual a 250°C , sin embargo, si la temperatura es mayor se produce una dilución que la regula hasta los 250°C .

- Los ciclones deben ser de alta eficiencia para una temperatura máxima de operación de 300°C. El filtro de mangas opera a una temperatura máxima de 250°C.
- Las emisiones a la salida de la chimenea deben cumplir con la norma de emisiones del Decreto Supremo 29.

5.1.3 Dimensionamiento del sistema de extracción de gases

El dimensionamiento del sistema de extracción considera los siguientes supuestos:

- Flujos másicos, caudales, temperatura, presión y concentraciones varían a lo largo del sistema.
- La corriente gaseosa a través del sistema es flujo bifásico (*ver sección 3.1*).
- La velocidad mínima de transporte neumático depende de la concentración de material particulado (*ver sección 3.2*).
- El material particulado posee una distribución conocida (*ver sección 3.3*).
- Se emplea oxígeno atmosférico u oxígeno gaseoso de alta pureza como comburente para la post-combustión (*ver sección 0*).
- Balances de materia por tramos (*ver Anexo C*).

Para comenzar el dimensionamiento, se necesitan los datos del horno industrial, que se muestran en la *Tabla 5.2*.

Tabla 5.2: Datos requeridos para el dimensionamiento del sistema de extracción de gases.

Dato Requerido	Simbología	Unidad
Caudal de gases emitidos por el horno industrial	Q	m ³ /s
Concentración másica de Sólidos Suspendidos	C_s	-
Temperatura del Flujo	T	K
Presión actual	P	Pa
Composición de la fase gaseosa (Fracciones volumétricas)	x_i	-
Distribución de material particulado o diámetros de partícula relevantes para estimación.	d_{pm} y d_{pe}	µm
Presión Atmosférica	P_{atm}	Pa

Luego, los pasos a seguir son los siguientes:

- a) Definir un caudal de diseño. Este caudal debe ser a lo menos un 20% superior al caudal máximo emitido por el horno. El caudal de diseño debe ser siempre superior al caudal máximo emitido.

- b) Definir las temperaturas de operación de todos los equipos.
- c) En función a los caudales de gases y flujos másicos, definir las características principales de cada equipo:
 - i. Volumen de la cámara de post-combustión.
 - ii. Potencia térmica de cada intercambiador de calor.
 - iii. Dimensiones del ciclón.
 - iv. Dimensiones del filtro de mangas.
 - v. Eficiencia requerida para un scrubber de SO₂ y/o NO_x.
- d) Definir la disposición de los ductos. Esto incluye largo, diámetro y accesorios como codos y uniones en base a la velocidad mínima de transporte.
- e) Definir las pérdidas de carga por equipos y por ductos.
- f) Definir la potencia mecánica del ventilador.
- g) Aplicar las eficiencias de recolección de material particulado y abatimiento de gases. Verificar que se cumple con la norma de emisiones.
- h) Si la norma no se cumple se deben agregar equipos de abatimiento. Como por ejemplo 2 scrubbers de SO₂ en serie.
- i) En base a las características principales de cada equipo cotizar equipos de mercado.

5.2 Filosofía de control del sistema de extracción [6]

La filosofía de control consiste en el desarrollo del control del sistema de extracción. Incluye identificar cuáles son las variables a controlar, cual es la instrumentación a utilizar, y cuáles son los criterios de detención para cada uno de los subsistemas.

5.2.1 Variables de control e instrumentación

El sistema de extracción tiene puntos de control entre todos los equipos que participan en el tratamiento de la corriente contaminada. Estos puntos de control contienen una serie de instrumentos que miden magnitudes físicas relacionadas con las propiedades de la corriente y el transporte neumático. Las variables de control son las siguientes:

- Presión
- Temperatura
- Caudal
- Concentración de gases contaminantes

- Concentración de Material Particulado

Cada una de estas variables entrega información del correcto funcionamiento de los elementos del sistema y el comportamiento ante eventos indeseados como, por ejemplo: Una enorme pérdida de carga en el filtro de mangas o un aumento considerable de la temperatura de los gases a la salida del intercambiador de calor.

La instrumentación requerida para medir y controlar el sistema consiste en sensores, transmisores, controladores, actuadores y alarmas. Para cada una de las variables de control existen distintos instrumentos. La *Tabla 5.3* contiene los distintos instrumentos y su abreviación.

Tabla 5.3: Instrumentación para las variables de control.

Instrumento	Medición	Abreviación
Termómetro local	Temperatura	TE
Transmisor de temperatura	Temperatura	TT
Manómetro local	Presión	PE
Transmisor de presión	Presión	PT
Indicador de flujo	Caudal	FQIT
Transmisor de flujo	Caudal	FQT
Sensor de gases	Concentración de gases	GT
Sensor de material particulado	Concentración de material particulado	MT
Controlador lógico programable (PLC)	Señales eléctricas	YIC

5.2.2 Estructura de control del sistema de extracción

La estructura de control (EC) es la configuración de la instrumentación para automatización y/o monitoreo del sistema de extracción. Esta configuración se ve reflejada en los lazos de control por cada subsistema.

La cámara de post-combustión recibe un caudal de entrada (Flujo 1), variable que proviene del horno industrial. Las características de este flujo, tales como temperatura, caudal, composición y concentración de material particulado; son conocidas por ende el monitoreo y control se realizan a partir del flujo que sale de la cámara de post-combustión (Flujo 2).

La *Figura 5.2* muestra el lazo abierto (solo monitoreo) de las siguientes variables:

- Temperatura por medio de un termómetro local y un transmisor de temperatura que envía una señal hacia un PLC. El PLC registra la temperatura en tiempo real.
- Presión por medio de un manómetro local y un transmisor de presión que envía una señal hacia un PLC. El PLC registra la presión en tiempo real.

- Caudal por medio de un indicador de flujo y un transmisor de flujo que envía una señal hacia un PLC. El PLC registra el caudal en tiempo real.
- Si la temperatura, presión o caudal están fuera del rango de operación, el PLC envía una señal eléctrica hacia una baliza y alarma sonora.

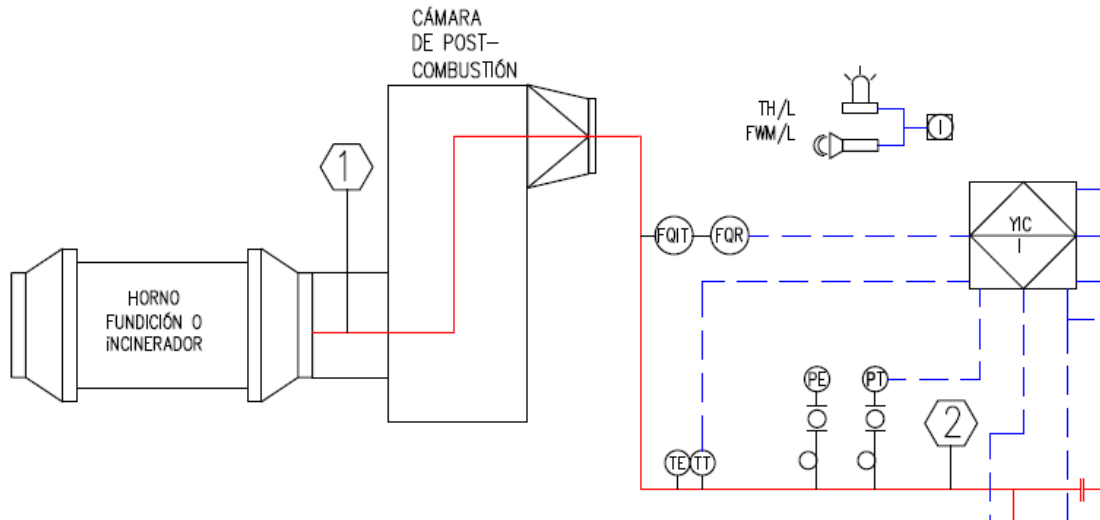


Figura 5.2: Estructura de control de la cámara de post – combustión.

El flujo de salida de la cámara de post-combustión (Flujo 2) es enfriado por medio de 2 intercambiadores de calor que funcionan de manera alternada, es decir, cuando uno está enfriando los gases el otro está en proceso de limpieza de material particulado adherido.

Los intercambiadores de calor funcionan por medio de un lazo de control cerrado, es decir hay monitoreo y automatización del proceso de enfriamiento. El flujo de salida de los intercambiadores de calor (Flujo 3) llega al ciclón.

La *Figura 5.3* muestra el lazo de control cerrado de las siguientes variables:

- Temperatura por medio de un termómetro local y un transmisor de temperatura que envía una señal hacia un PLC. El PLC registra la temperatura en tiempo real.
- Presión por medio de un manómetro local y un transmisor de presión que envía una señal hacia un PLC. El PLC registra la presión en tiempo real.
- Caudal por medio de un indicador de flujo y un transmisor de flujo que envía una señal hacia un PLC. El PLC registra el caudal en tiempo real.
- Temperaturas de aceite térmico por medio de un termómetro local y un transmisor de temperatura que envía una señal hacia un PLC. El PLC registra la temperatura en tiempo real.

- El PLC regula el flujo de aceite térmico a través de una bomba de aceite térmico en función de las temperaturas de entrada y salida de los intercambiadores, y las temperaturas de entrada y salida al contenedor de aceite térmico.
- Si la temperatura, presión o caudal del flujo de gases están fuera del rango de operación, el PLC envía una señal eléctrica hacia una baliza y alarma sonora.
- Si la temperatura de aceite térmico está fuera del rango de operación, el PLC envía una señal eléctrica hacia una baliza y alarma sonora.

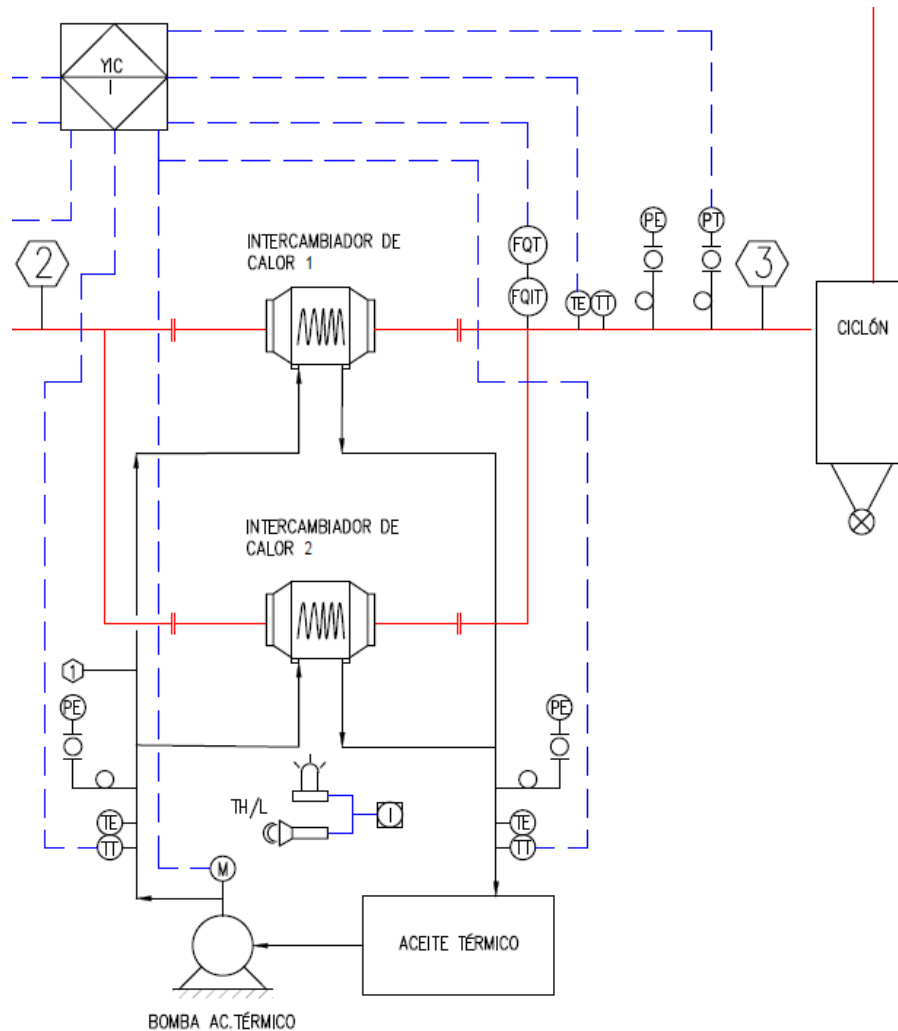


Figura 5.3: Estructura de control de los intercambiadores de calor.

La presión a la salida del ciclón (Flujo 4) es monitoreada antes de entrar a la zona de dilución. La temperatura de entrada y salida del ciclón varía muy poco. Por ende, solo se necesita de un lazo abierto (monitoreo) de la presión de salida.

La temperatura a la salida del ciclón (Flujo 4) es regulada por medio de una válvula de dilución o dumper. Este mecanismo solo funciona si la temperatura de entrada al filtro de mangas (Flujo 5) es demasiado elevada.

La *Figura 5.4* muestra el lazo de control cerrado de las siguientes variables:

- Temperatura por medio de un termómetro local y un transmisor de temperatura que envía una señal hacia un PLC. El PLC registra la temperatura en tiempo real.
- Presión por medio de un manómetro local y un transmisor de presión que envía una señal hacia un PLC. El PLC registra la presión en tiempo real.
- Caudal por medio de un indicador de flujo y un transmisor de flujo que envía una señal hacia un PLC. El PLC registra el caudal en tiempo real.
- El PLC regula la temperatura a través de una electroválvula de ingreso de aire atmosférico en función de la temperatura de entrada al filtro de mangas (Flujo 5).
- Si la temperatura, presión o caudal del flujo de gases están fuera del rango de operación, el PLC envía una señal eléctrica hacia una baliza y alarma sonora.

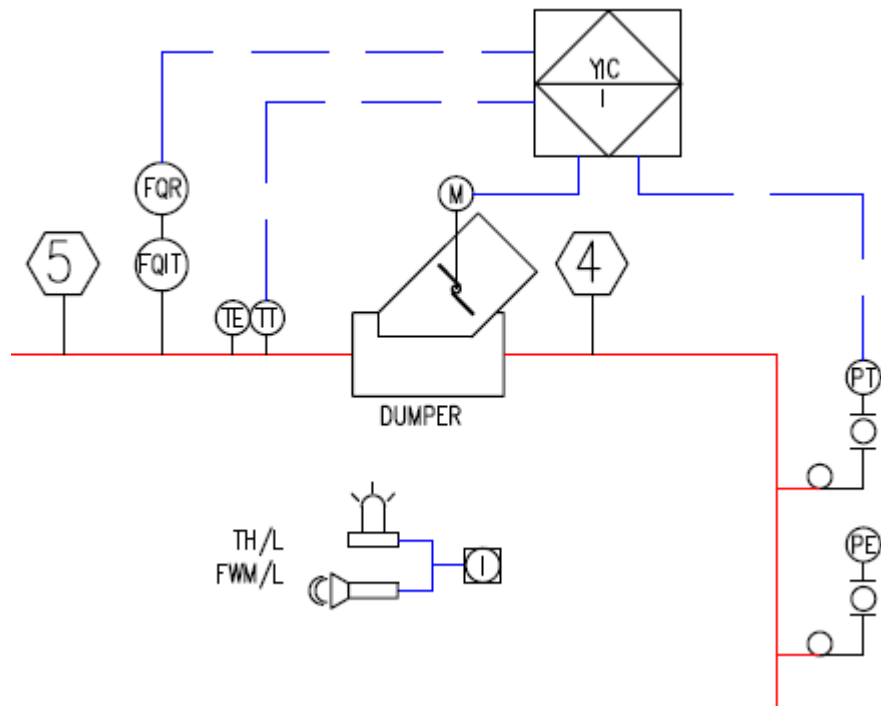


Figura 5.4: Estructura de control de la dilución.

Los flujos a la salida del filtro de mangas y scrubber son monitoreados en cuanto a caudal, presión y temperatura. El ventilador centrífugo es controlado por medio de un PLC que regula la potencia en función del caudal (lazo cerrado). Las variables como temperatura de salida del sistema, concentración de gases contaminantes y concentración de material particulado son enviadas al PLC para monitoreo.

El decreto supremo 29 exige un sistema de monitoreo continuo de los contaminantes atmosféricos a la salida de la chimenea.

La *Figura 5.5* muestra los lazos de las siguientes variables:

- Temperatura por medio de un termómetro local y un transmisor de temperatura que envía una señal hacia un PLC. El PLC registra la temperatura en tiempo real.
- Presión por medio de un manómetro local y un transmisor de presión que envía una señal hacia un PLC. El PLC registra la presión en tiempo real.
- Caudal por medio de un indicador de flujo y un transmisor de flujo que envía una señal hacia un PLC. El PLC registra el caudal en tiempo real.
- Concentración de gases contaminantes por medio de un sensor de composición. La señal es enviada a un PLC.
- Concentración de material particulado por medio de un sensor de concentración. La señal es enviada a un PLC.
- La potencia del ventilador es controlada por un PLC en función del caudal de entrada.

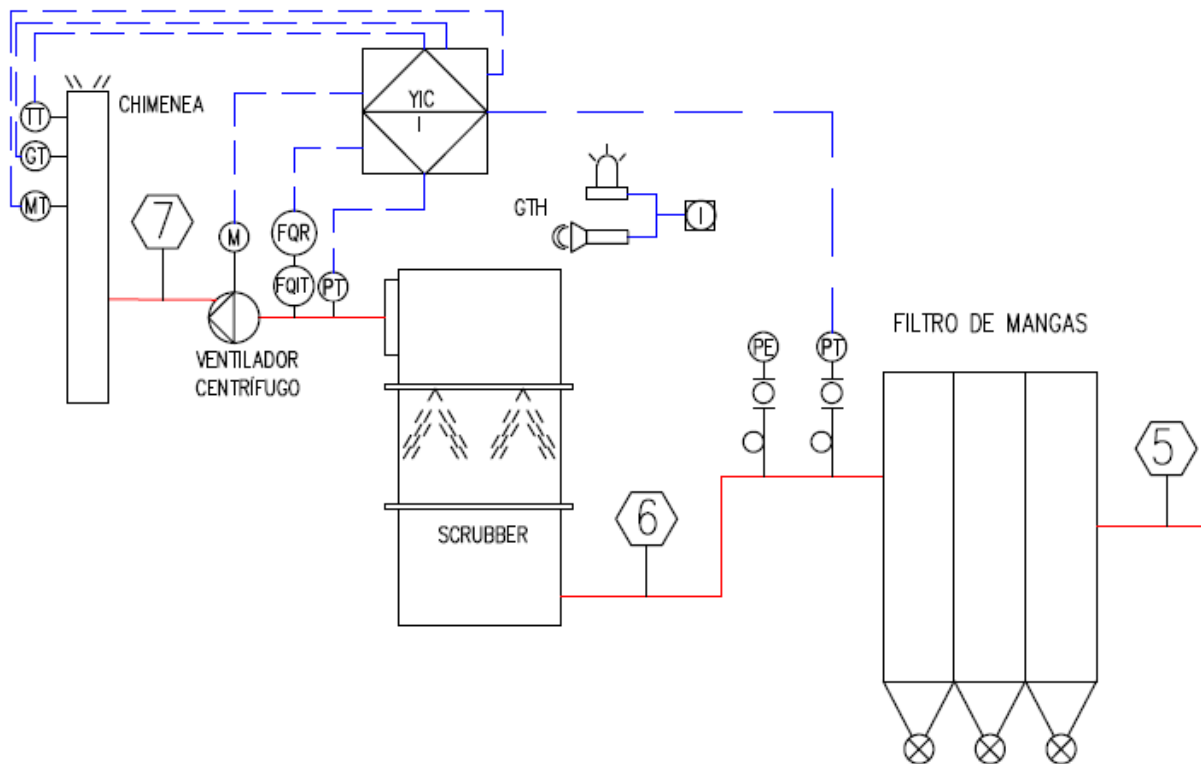


Figura 5.5: Estructura de control del filtro de mangas, scrubber y ventilador centrífugo.

6 Casos de estudio: Resultados y análisis

En esta sección se realiza la descripción, aplicación y análisis de la metodología de diseño y control sobre los 3 casos de estudio: caso RT, caso PR y caso AC, con el fin de determinar los equipos que se necesitan para cada instalación, dimensiones principales y de la estimación la inversión económica.

La data sobre la concentración de contaminantes atmosféricos para cada caso es real, pero no puede ser público el nombre de la empresa a la que está asociada.

6.1 Descripción general de casos de estudio

6.1.1 Caso RT – Fundición de plomo

RT es una empresa que lleva alrededor de diez años trasportando, almacenando y reciclando residuos de plomo, tales como borras anódicas y ánodos de plomo en desuso. El tratamiento de reciclaje incluye el uso de un horno rotatorio donde se produce la fundición de pasta de batería, la cual está compuesta principalmente por plomo Pb, óxidos de plomo PbO_x y sulfato de plomo $PbSO_4$. El azufre del sulfato de plomo genera emisiones de SO_2 . El proceso de reciclaje es de reducción de plomo y se hace bajo límites inferiores a los estequiométricos de combustión, provocando la emisión de CO. Además, la humedad presente en la pasta de batería genera una considerable cantidad de vapor de agua.

El horno rotatorio de RT posee una emisión, en términos de flujo másico de gases, de aproximadamente 0,73 kg/s, equivalente a 3,1 ton/h, con una concentración de material particulado como máximo de un 5% masa – masa, una temperatura promedio de 800°C y un caudal máximo de 2,62 m³/s, equivalente a 9.432 m³/h. La composición de los gases emitidos se observa en la *Tabla 6.1*.

Tabla 6.1: Composición de los gases a la salida del horno – Caso RT.

Gas	Fracción Volumétrica
N ₂	0,7 %
O ₂	0,0 %
CO ₂	35,9 %
CO	34,6 %
NO _x	0,1 %
SO ₂	2,6 %
H ₂ O	26,1 %

La concentración de óxidos de nitrógeno NO_x resulta baja producto que la combustión se realiza con baja cantidad de oxígeno para prevenir la oxidación del plomo. Se generan altos niveles de CO producto del grafito como carga reductora en el proceso de fundición.

Existen alta concentración de SO₂ producto que el azufre es un componente esencial de la pasta de batería. Existe alta concentración de vapor debido a la gran humedad de la carga a reducir.

La presión atmosférica absoluta es de aproximadamente 77.400 Pa ya que la ubicación de RT es Calama. El material particulado suspendido en los gases tiene como característica principal ser fino (entre 2 y 5 µm), sin embargo, se generan partículas más grandes, del orden de hasta 40 µm producto de la coalescencia de las partículas más finas. La densidad promedio de las partículas es de unos 3.500 kg/m³.

La *Tabla 6.2* muestra la concentración de contaminantes atmosféricos, en términos de masa – volumen, y los compara con el límite de emisión del Decreto Supremo 29. El caudal normalizado es de 0,557 Nm³/s, equivalente a 2.005 Nm³/h, a 25°C y 1 atm.

Tabla 6.2: Concentración de contaminantes a la salida del horno – Caso RT.

Contaminante	Concentración inicial [g/Nm ³]	Concentración límite DS29 [g/Nm ³]
Monóxido de carbono CO	396,2	0,05
Óxidos de nitrógeno NO _x	1,15	0,3
Dióxido de azufre SO ₂	68,1	0,05
Material particulado MP	65,6	0,03

6.1.2 Caso PR – Instalación de coincineración

PR es una empresa dedicada al tratamiento de residuos tóxicos por incineración a través de un horno incinerador de solera fija. En el año 2008 se hicieron una serie de mediciones de la emisión que producía el incinerador

La emisión, en términos de flujo másico de gases, es de aproximadamente 0,52 kg/s, equivalente a 1,782 ton/h, con una concentración de sólidos como máximo de un 2%, una temperatura promedio de 1.000 °C y un caudal promedio de 1,86 m³/s, equivalente a 6.700 m³/h. La composición de los gases emitidos se observa en la *Tabla 6.3*.

Tabla 6.3: Composición de los gases a la salida del horno – Caso PR.

Gas	Fracción Volumétrica
N ₂	38,4 %
O ₂	1,6 %
CO ₂	29,6 %
CO	6,2 %
NO _x	9,2 %
SO ₂	0,1 %
H ₂ O	14,9 %

La composición de gases presenta una moderada concentración de CO y baja concentración de SO₂. La concentración de óxidos de nitrógeno resulta alta producto que la combustión se realiza con aire atmosférico a altas temperaturas.

La presión atmosférica absoluta a la salida de este horno es de 94.200 Pa, ya que su ubicación es Santiago. El tamaño material particulado suspendido en los gases está distribuido entre 4 y 20 µm, con una mayor población en 8 µm. La densidad promedio de las partículas es de unos 2.200 kg/m³.

La *Tabla 6.4* muestra la concentración de contaminantes atmosféricos, en términos de masa – volumen, y los compara con el límite de emisión del Decreto Supremo 29. El caudal normalizado es de 0,406 Nm³/s, equivalente a 1.462 Nm³/h, a 25°C y 1 atm.

Tabla 6.4: Concentración de contaminantes a la salida del horno – Caso PR.

Contaminante	Concentración inicial [g/Nm ³]	Concentración límite DS29 [g/Nm ³]
Monóxido de carbono CO	70,9	0,05
Óxidos de nitrógeno NO _x	105,3	0,3
Dióxido de azufre SO ₂	1,3	0,05
Material particulado MP	25,6	0,03

6.1.3 Caso AC – Fundición de acero

AC es una empresa dedicada a la fundición de aceros y manufactura de productos asociados. Esta empresa está en constante ampliación de su capacidad mediante la incorporación de hornos de arco eléctrico. Estos hornos tienen la ventaja de no producir grandes cantidades de CO debido a que no existe combustión directa, sin embargo, es inevitable la producción de NO_x y alta carga de material particulado fino en las corrientes de salida.

AC desea aumentar su capacidad incorporando un horno de arco eléctrico con una tasa de fundición de 2,5 ton/h. Estos hornos generan aproximadamente unos 15 kg de material particulado por cada tonelada de hierro fundido, y una concentración de sólidos suspendidos que puede llegar hasta el 8%. Hornos equivalentes tienen una emisión estimada de 0,8 kg/s en términos de flujo másico, equivalente a 2,88 ton/h, y un caudal de gases de 3,03 m³/s, equivalente a 10.908 m³/h.

La temperatura promedio es de 1.000 °C. La composición de los gases de salida es similar a la del aire ya que no existe combustión, pero presenta elementos como los óxidos de nitrógeno y eventualmente óxidos de azufre. Los valores se observan en la *Tabla 6.5*.

Tabla 6.5: Composición de los gases a la salida del horno – Caso AC.

Gas	Fracción Volumétrica
N ₂	69,5 %
O ₂	15,5 %
CO ₂	8,0 %
CO	2,0 %
NO _x	1,5 %
SO ₂	0,1 %
H ₂ O	3,4 %

La presión atmosférica absoluta a la salida de este horno es de 94.200 Pa, ya que su ubicación es Santiago.

El material particulado suspendido en los gases tiene como característica principal ser fino, entre 2 y 2,5 μm , y se generan partículas más grandes de hasta 15 μm . La densidad promedio de las partículas es de unos 2.500 kg/m³.

La *Tabla 6.6* muestra la concentración de contaminantes atmosféricos, en términos de masa – volumen, y los compara con el límite de emisión del Decreto Supremo 29. El caudal normalizado es de 0,661 Nm³/s, equivalente a 2.380 Nm³/h, a 25°C y 1 atm.

Tabla 6.6: Concentración de contaminantes a la salida del horno – Caso AC.

Contaminante	Concentración inicial [g/Nm ³]	Concentración límite DS29 [g/Nm ³]
Monóxido de carbono CO	22,9	0,05
Óxidos de nitrógeno NO _x	17,1	0,3
Dióxido de azufre SO ₂	1,3	0,05
Material particulado MP	96,8	0,03

6.2 Configuración de sistemas de extracción de gases

Los casos de estudio presentan emisiones con alta concentración de CO, NO_x, SO₂ y material particulado. Por lo tanto, los componentes de cada SEG deben incluir como mínimo:

- 01 Cámara de post-combustión (CPC)
- 02 Intercambiadores de calor (IC).
- 02 Ciclones (CI), 01 en stand-by.
- 02 Filtros de mangas (FM), 01 en stand-by.

- 02 Scrubber húmedo (SC) para SO_x y NO_x, 01 en stand-by.
- 01 Ventilador centrífugo (VC)

En caso de que se requieran más equipos para el abatimiento de contaminantes, éstos deben estar conectados en serie con el equipo principal y se mantiene el equipo en stand-by por seguridad de la instalación.

Las cámaras de post – combustión utilizan oxígeno de alta pureza como comburente para disminuir el caudal de salida, de este modo los equipos depuradores disminuyen su tamaño y por ende disminuye el costo de inversión. Para cada sistema se utiliza 01 válvula de dilución capaz de controlar un exceso de 50°C en temperatura antes de entrar al filtro de mangas.

6.2.1 Caudales de diseño

Los caudales máximos emitidos y caudales de diseño se observan en la *Tabla 6.7*. Estos valores se obtienen al utilizar la metodología de cálculo para balances másicos de CO y NO_x, y balance energético en dilución.

Tabla 6.7: Caudales de diseño para casos de estudio.

Caso	Caudal máximo emitido [Nm ³ /s]	Caudales de diseño [Nm ³ /s]		
		Salida del horno	Salida de CPC	Entrada a FM
RT	0,56	0,67	0,77	0,97
PR	0,41	0,49	0,51	0,63
AC	0,66	0,79	0,81	0,99

Los caudales de diseño a la entrada del filtro de mangas consideran el peor caso, es decir, que es necesario el control de los 50°C de temperatura.

6.2.2 Velocidades de transporte y diámetros de ductos

Una vez definidos los caudales de diseño, se procede a determinar la velocidad mínima de transporte en ductos. La velocidad de diseño es un 25% superior a la velocidad mínima de transporte. Los caudales varían a lo largo del sistema producto de la temperatura, por ende, se evalúan los tramos críticos de cada uno:

- Tramo 1: Desde salida de horno hasta entrada de CPC.
- Tramo 2: Desde salida de CPC hasta entrada a IC.
- Tramo 3: Desde salida de IC hasta entrada a dilución.
- Tramo 4: Desde salida de dilución hasta salida del sistema.

Los resultados se observan en la *Tabla 6.8*.

Tabla 6.8: Velocidad mínima de transporte, velocidad de diseño y diámetros de ductos.

Caso	Sector	Caudal [m ³ /s]	Velocidad mínima [m/s]	Velocidad de diseño [m/s]	Diámetro de ducto [m]
RT	Tramo 1	3,15	9,37	11,9	0,58
	Tramo 2	4,31	9,54		0,68
	Tramo 3	1,77	6,19		0,44
	Tramo 4	2,23	7,80		0,49
PR	Tramo 1	2,24	7,26	9,1	0,56
	Tramo 2	2,37	7,21		0,58
	Tramo 3	0,97	4,98		0,37
	Tramo 4	1,45	5,79		0,45
AC	Tramo 1	3,65	10,95	13,7	0,58
	Tramo 2	3,70	10,93		0,59
	Tramo 3	1,52	7,54		0,38
	Tramo 4	1,87	8,96		0,42

6.2.3 Eficiencias de abatimiento y concentraciones finales

Los flujos que ingresan al sistema, como flujo de oxígeno gaseoso para la post-combustión, amoníaco para la reducción catalítica no selectiva y aire de dilución aumentan el caudal disminuyendo la concentración de contaminantes. Ante esto, es necesario definir las nuevas concentraciones para determinar las eficiencias de abatimiento mínimas y la cantidad de equipos de depuración.

6.2.3.1 Caso RT – Eficiencias y concentraciones finales

La *Tabla 6.9* muestra las nuevas concentraciones considerando los efectos del aumento de caudal. Estos valores entregan las eficiencias mínimas de los equipos de depuración.

Tabla 6.9: Efecto de los flujos sobre la concentración y eficiencia requeridas – Caso RT.

Contaminante	Concentración inicial [g/Nm ³]	Concentración límite DS29 [g/Nm ³]	Eficiencia mínima
Monóxido de carbono CO	272,6	0,05	99,98%
Óxidos de nitrógeno NO _x	0,788	0,3	61,93%
Dióxido de azufre SO ₂	46,9	0,05	99,89%
Material particulado MP	45,2	0,03	99,94%

Las cámaras de post – combustión son sumamente eficientes en la combustión del CO, en tiempos de residencia de 2 segundos puede llegar a una eficiencia del 99,99%. Con

respecto a la reducción de los óxidos de nitrógeno NO_x , la eficiencia generalmente bordea un 90%. Por lo tanto, estos gases son abatidos con seguridad con una sola cámara. El dióxido de azufre presenta una concentración tan elevada que un solo scrubber no es suficiente para el abatimiento. Dado que estos equipos llegan a una eficiencia como máximo del 95%, se necesitan al menos 3 de ellos para superar el 99,89% requerido.

Para evaluar el abatimiento del material particulado se recurre a evaluar a su distribución y las curvas de eficiencia del ciclón y filtro de mangas. La *Figura 6.1* muestra estas curvas en el tramo de 0 a 10 μm como tamaño de partícula.

La eficiencia de recolección de partículas por parte del ciclón es de un 81,4%, mientras que el filtro de mangas tiene una eficiencia de 99,78%. La eficiencia total de recolección es de un 99,96%, superior al 99,94% requerido. Esto implica que con 1 ciclón y 1 filtro de mangas es suficiente para el abatimiento de material particulado.

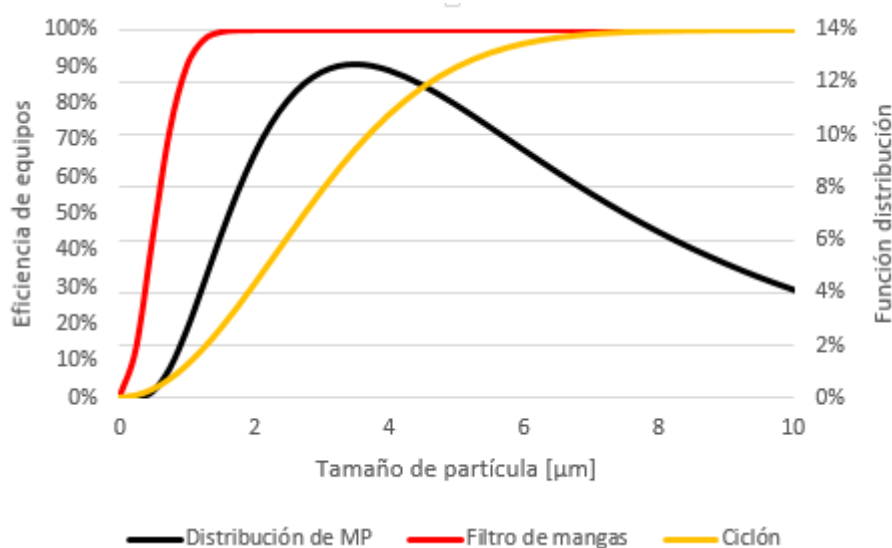


Figura 6.1: Distribución de material particulado y eficiencias – Caso RT.

La *Tabla 6.10* muestra las concentraciones a la salida del sistema. Estos resultados se obtienen utilizando la metodología de dimensionamiento para equipos de depuración. Las especificaciones técnicas mínimas de cada uno de estos equipos son detalladas más adelante.

Tabla 6.10: Concentraciones finales de emisión – Caso RT.

Contaminante	Concentración final [mg/Nm^3]	Concentración límite DS29 [mg/Nm^3]
Monóxido de carbono CO	2,7	50
Óxidos de nitrógeno NO_x	78,8	300
Dióxido de azufre SO_2	5,9	50
Material particulado MP	18,1	30

El sistema de extracción de gases cumple con las emisiones del decreto supremo 29.

6.2.3.2 Caso PR – Eficiencias y concentraciones finales

La *Tabla 6.11* muestra las nuevas concentraciones considerando los efectos del aumento de caudal. Estos valores entregan las eficiencias mínimas de los equipos de depuración.

Tabla 6.11: Efecto de los flujos sobre la concentración y eficiencia requeridas – Caso PR.

Contaminante	Concentración inicial [g/Nm ³]	Concentración límite DS29 [g/Nm ³]	Eficiencia mínima
Monóxido de carbono CO	38,0	0,05	99,87%
Óxidos de nitrógeno NO _x	56,4	0,3	99,47%
Dióxido de azufre SO ₂	0,7	0,05	92,86%
Material particulado MP	13,7	0,03	99,78%

Las cámaras de post – combustión son sumamente eficientes en la combustión del CO, en tiempos de residencia de 2 segundos puede llegar a una eficiencia del 99,99%. Con respecto a la reducción de los óxidos de nitrógeno NO_x, la eficiencia generalmente bordea un 90%. Esto implica que la cámara de post-combustión abate el CO, pero no la totalidad de los NO_x.

Por lo tanto, se debe instalar un scrubber que realice el abatimiento de los NO_x restantes, la eficiencia de scrubber sobre NO_x puede llegar al 98%. Los efectos de la cámara de post-combustión y el scrubber llegan a una eficiencia de un 99,8%. El dióxido de azufre presenta una alta concentración, pero un solo scrubber es suficiente para el abatimiento de este gas, ya que estos equipos llegan a una eficiencia como máximo del 95%. Dado que se necesita abatir por medio de un scrubber los NO_x y SO₂, el equipo debe estar diseñado para el abatimiento simultaneo de ambos gases.

Para evaluar el abatimiento del material particulado se recurre a evaluar a su distribución y las curvas de eficiencia del ciclón y filtro de mangas. La *Figura 6.2* muestra estas curvas en el tramo de 0 a 10 μm como tamaño de partícula.

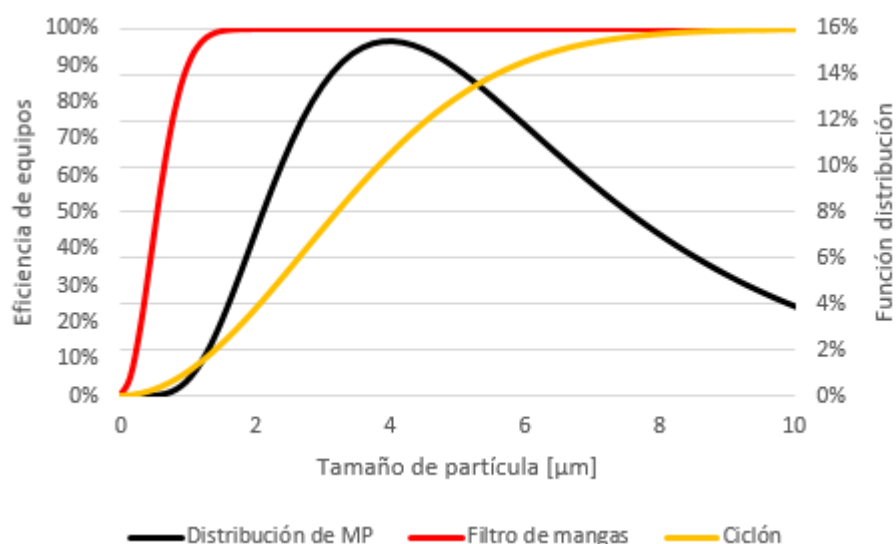


Figura 6.2: Distribución de material particulado y eficiencias – Caso PR.

La eficiencia de recolección de partículas por parte del ciclón es de un 77,1%, mientras que el filtro de mangas tiene una eficiencia de 99,95%. La eficiencia total de recolección es de un 99,99%, superior al 99,78% requerido. Esto implica que con 1 ciclón y 1 filtro de mangas es suficiente para el abatimiento de material particulado.

La *Tabla 6.12* muestra las concentraciones a la salida del sistema. Estos resultados se obtienen utilizando la metodología de dimensionamiento para equipos de depuración. Las especificaciones técnicas mínimas de cada uno de estos equipos son detalladas más adelante.

Tabla 6.12: Concentraciones finales de emisión – Caso PR.

Contaminante	Concentración final [mg/Nm ³]	Concentración límite DS29 [mg/Nm ³]
Monóxido de carbono CO	3,8	50
Óxidos de nitrógeno NO _x	112,8	300
Dióxido de azufre SO ₂	35,1	50
Material particulado MP	5,5	30

El sistema de extracción de gases cumple con las emisiones del decreto supremo 29.

6.2.3.3 Caso AC – Eficiencias y concentraciones finales

La *Tabla 6.13* muestra las nuevas concentraciones considerando estos efectos. Estos valores entregan las eficiencias mínimas de los equipos de depuración.

Tabla 6.13: Efecto de los flujos sobre la concentración y eficiencia requeridas – Caso AC.

Contaminante	Concentración inicial [g/Nm ³]	Concentración límite DS29 [g/Nm ³]	Eficiencia mínima
Monóxido de carbono CO	17,4	0,05	99,71%
Óxidos de nitrógeno NO _x	13,1	0,3	97,71%
Dióxido de azufre SO ₂	0,9	0,05	93,73%
Material particulado MP	73,8	0,03	99,96%

Las cámaras de post – combustión son sumamente eficientes en la combustión del CO, en tiempos de residencia de 2 segundos puede llegar a una eficiencia del 99,99%. Con respecto a la reducción de los óxidos de nitrógeno NO_x, la eficiencia generalmente bordea un 90%. Esto implica que la cámara de post-combustión abate el CO, pero no la totalidad de los NO_x.

Por lo tanto, se debe instalar un scrubber que realice el abatimiento de los NO_x restantes, la eficiencia de scrubber sobre NO_x puede llegar al 98%. Los efectos de la cámara de post-combustión y el scrubber llegan a una eficiencia de un 99,8%. El dióxido de azufre presenta una alta concentración, pero un solo scrubber es suficiente para el abatimiento, ya que estos equipos llegan a una eficiencia como máximo del 95%. Dado que se necesita abatir por medio de un scrubber los NO_x y SO₂, el equipo debe estar diseñado para el abatimiento simultaneo de ambos gases.

Para evaluar el abatimiento del material particulado se recurre a evaluar a su distribución y las curvas de eficiencia del ciclón y filtro de mangas. La *Figura 6.3* muestra estas curvas en el tramo de 0 a 10 μm como tamaño de partícula.

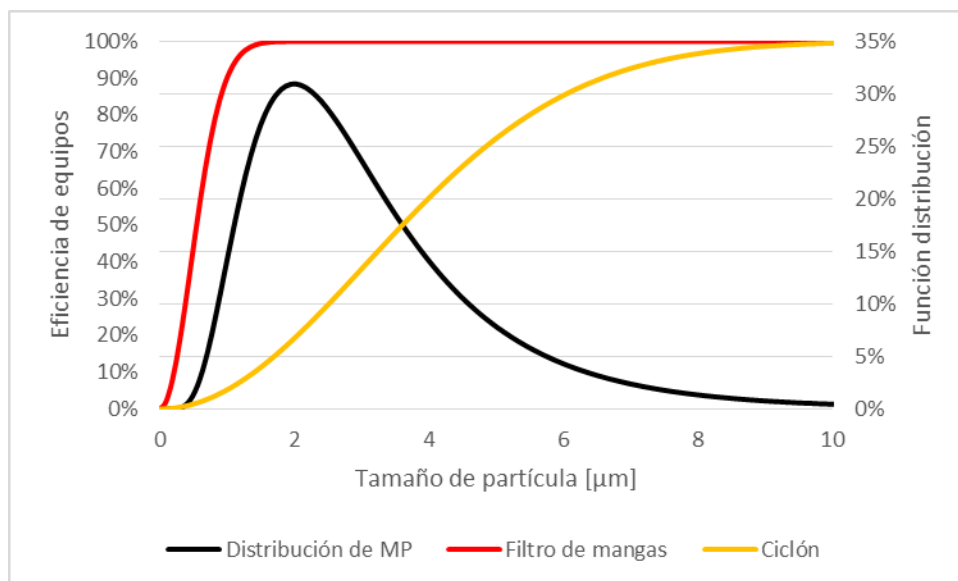


Figura 6.3: Distribución de material particulado y eficiencias – Caso AC.

La eficiencia de recolección de partículas por parte del ciclón es de un 38,7%, mientras que el filtro de mangas tiene una eficiencia de 98,82%. La eficiencia total de recolección es de un 99,28%, inferior al 99,78% requerido. Esto implica se necesita otra unidad de filtro de mangas para abatir todo el material particulado, llegando a una eficiencia del 99,99%. Por lo tanto, se necesita de 1 ciclón y 2 filtros de mangas es suficiente para el abatimiento de material particulado.

La eficiencia del ciclón es baja debido a que el material particulado es sumamente fino, sin embargo, este equipo es necesario para disminuir la carga contaminante y partículas de mayor tamaño que puedan existir.

La *Tabla 6.14* muestra las concentraciones a la salida del sistema.

Tabla 6.14: Concentraciones finales de emisión – Caso AC.

Contaminante	Concentración final [mg/Nm^3]	Concentración límite DS29 [mg/Nm^3]
Monóxido de carbono CO	1,74	50
Óxidos de nitrógeno NO _x	26,2	300
Dióxido de azufre SO ₂	39,9	50
Material particulado MP	7,4	30

El sistema de extracción de gases cumple con las emisiones del decreto supremo 29.

6.2.4 Especificaciones técnicas de los equipos para cada SEG

Definida la cantidad de equipos para cada sistema de extracción, se detallan las especificaciones técnicas mínimas de cada uno de los elementos que conforman el sistema de extracción de gases.

6.2.4.1 Cámaras de post-combustión

Las especificaciones mínimas de las cámaras de post-combustión se encuentran en la *Tabla 6.15*.

Tabla 6.15: Especificaciones de las cámaras de post-combustión.

Variable	Valor			Unidad
	Caso RT	Caso PR	Caso AC	
Cantidad	01			-
Temperatura de operación	1.000 – 1.100			°C
Presión de operación	77.400	94.200	94.200	Pa
Eficiencia de post – combustión	99,99%			-
Eficiencia de reducción NO _x	90%			
Tiempo de residencia mínimo	2			s
Volumen de cámara	7,5	4,5	7,3	m ³
Potencia térmica de cámara	620	370	600	kW
Tipo de quemador	Apto para petróleo Diésel			-
Flujo de oxígeno gaseoso (93%)	0,58	0,13	0,06	kg/s
Tipo de inyección de amoniaco	Inyección líquida			-
Flujo de amoniaco	0,003	0,21	0,06	kg/s
Pérdida de carga	150 - 250			Pa
Disposición	Vertical			-
Apto para sólidos suspendidos	Sí			-

6.2.4.2 Intercambiadores de calor

Las especificaciones mínimas de los intercambiadores de calor se encuentran en la *Tabla 6.16*.

Tabla 6.16: Especificaciones de los intercambiadores de calor.

Variable	Valor			
	Caso RT	Caso PR	Caso AC	Unidad
Cantidad	02			-
Flujo másico de gases	1,01	0,66	0,98	kg/s
Flujo refrigerante	Aceite térmico			
Temperatura de entrada	1.000			°C
Temperatura de salida	250			°C
Presión de operación	77.400	94.200	94.200	Pa
Potencia térmica mínima	990	620	840	kW
Pérdida de carga	600 - 900			Pa
Disposición	Horizontal			-
Apto para sólidos suspendidos	Sí			-

6.2.4.3 Ciclones

Las especificaciones mínimas de los ciclones se encuentran en la *Tabla 6.17*.

Tabla 6.17: Especificaciones de los ciclones.

Variable	Valor			
	Caso RT	Caso PR	Caso AC	Unidad
Cantidad	02			-
Diámetro del ciclón	0,95	0,70	0,87	m
Altura del ciclón	3,8	2,8	3,5	m
Velocidad de entrada	20			m/s
Caudal de entrada	1,77	0,97	1,52	m ³ /s
Pérdida de carga	700 - 750	850 - 900	700 - 750	Pa
Eficiencia mínima	60%			-
Tipo de ciclón	Alta eficiencia			-
Temperatura máxima de operación	300			°C

6.2.4.4 Válvulas de dilución

Las especificaciones mínimas de las válvulas de dilución se encuentran en la *Tabla 6.18*.

Tabla 6.18: Especificaciones de las válvulas de dilución.

Variable	Valor			Unidad
	Caso RT	Caso PR	Caso AC	
Cantidad	01			-
Temperatura de regulación	50			°C
Área de abertura	0,008	0,005	0,007	m ²
Diámetro de abertura	10	8	9	cm
Flujo de aire de dilución	0,26	0,16	0,22	kg/s
Pérdida de carga	50 - 100			Pa

6.2.4.5 Filtros de mangas

Las especificaciones mínimas de los filtros de mangas se encuentran en la *Tabla 6.19*.

Tabla 6.19: Especificaciones de los filtros de mangas.

Variable	Valor			Unidad
	Caso RT	Caso PR	Caso AC	
Cantidad	02	02	03	-
Temperatura de operación máxima	250			°C
Velocidad de filtración	0,015			m/s
Caudal de filtración	2,23	1,44	1,87	m ³ /s
Área de filtración	153	99	129	m ²
Altura del equipo	6 – 7			m
Ancho del equipo	2,7	2,2	2,5	m
Largo de mangas	4			m
Diámetro de mangas	0,15			m
Número mínimo de mangas	81	52	68	-
Material de las mangas	Fibra de vidrio			-
Pérdida de presión	1500 - 2000			Pa
Eficiencia mínima	99%			-

6.2.4.6 Scrubbers húmedos

Las especificaciones mínimas de los scrubbers se encuentran en la *Tabla 6.20*.

Tabla 6.20: Especificaciones de los scrubbers.

Variable	Valor			Unidad
	Caso RT	Caso PR	Caso AC	
Cantidad	04	02	02	-
Caudal de gases	2,23	1,44	1,87	m ³ /s
Vía seca / húmeda	Húmeda			-
Tipo	Torre empacada / Otro			-
Diámetro del equipo	1,0 – 1,4			m
Altura del equipo	6 - 8			m
Pérdida de presión	500 - 800			Pa
Eficiencia remoción SO ₂	95%			-
Eficiencia remoción NO _x	98%			-
Disposición	Vertical			-

6.2.4.7 Ventiladores centrífugos

Las especificaciones mínimas de los ventiladores centrífugos se encuentran en la *Tabla 6.21*.

Tabla 6.21: Especificaciones de los ventiladores centrífugos.

Variable	Valor			Unidad
	Caso RT	Caso PR	Caso AC	
Cantidad	01			-
Caudal de gases	2,23	1,44	1,87	m ³ /s
Elevación de presión	8.700	6.500	9.370	Pa
Rendimiento mínimo	60%			-
Potencia mecánica	97,2	47,0	87,7	kW
Factor de servicio	3			-
Apto para caudal variable	Sí			-
Apto para presión variable	Sí			-

6.2.5 Dimensionamiento de cañerías y pérdidas de carga en SEG

El dimensionamiento de cañerías para los sistemas de extracción de gases de cada instalación es una estimación gruesa de los requerimientos, longitud de ductos y accesorios, en función de las dimensiones principales de los equipos depuradores y equipos auxiliares.

La *Tabla 6.22* muestra estos requerimientos para cada caso. L representa la longitud de conductos en [m], C el número de codos y U el número de uniones.

Tabla 6.22: Requerimientos de ductos y accesorios para cada caso.

Tramo		Caso RT			Caso PR			Caso AC		
Desde	Hasta	L	C	U	L	C	U	L	C	U
Horno	CPC	2	0	0	2	0	0	2	0	0
CPC	Inter. Calor	12	3	1	10	3	1	10	3	1
Inter. Calor	Ciclones	10	0	2	8	0	2	8	0	2
Ciclones	Dilución	9	3	1	8	3	1	8	3	1
Dilución	F. Mangas	2	0	0	2	0	0	2	0	0
F. Mangas	Scrubbers	9	3	1	9	3	1	12	3	0
Scrubbers	Ventilador	18	6	1	8	2	1	8	2	0
Ventilador	Salida SEG	2	2	0	2	2	0	2	2	0
Total		64	17	6	49	13	6	54	14	4

La *Figura 6.4* muestra la variación de la presión en el sistema de extracción de gases para el caso RT. Este grafico considera las pérdidas de carga por ductos y las pérdidas de carga por equipos.

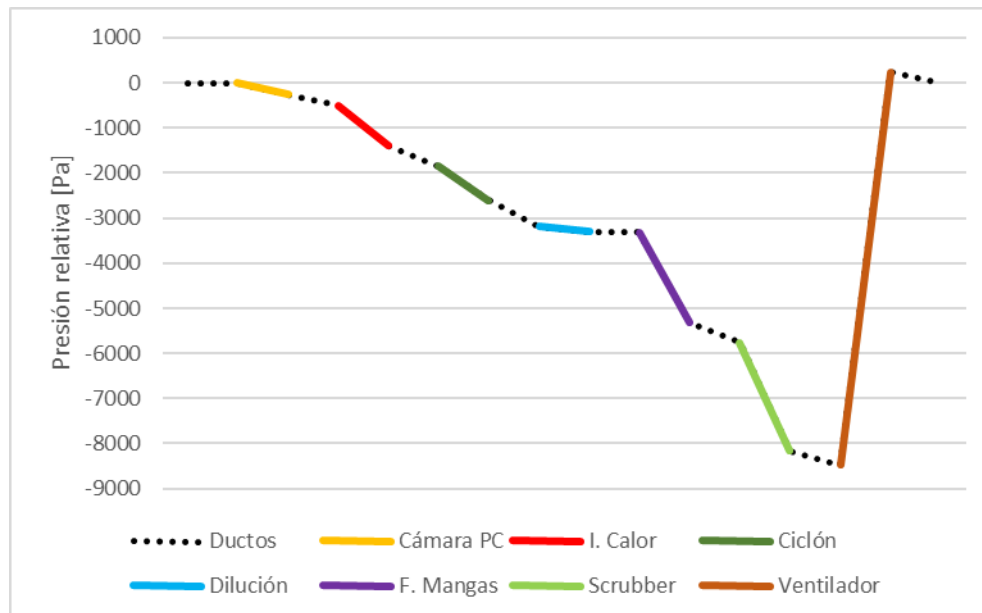


Figura 6.4: Variación de la presión en SEG – Caso RT.

La *Figura 6.5* muestra la variación de la presión en el sistema de extracción de gases para el caso PR. Este grafico considera las pérdidas de carga por ductos y las pérdidas de carga por equipos.

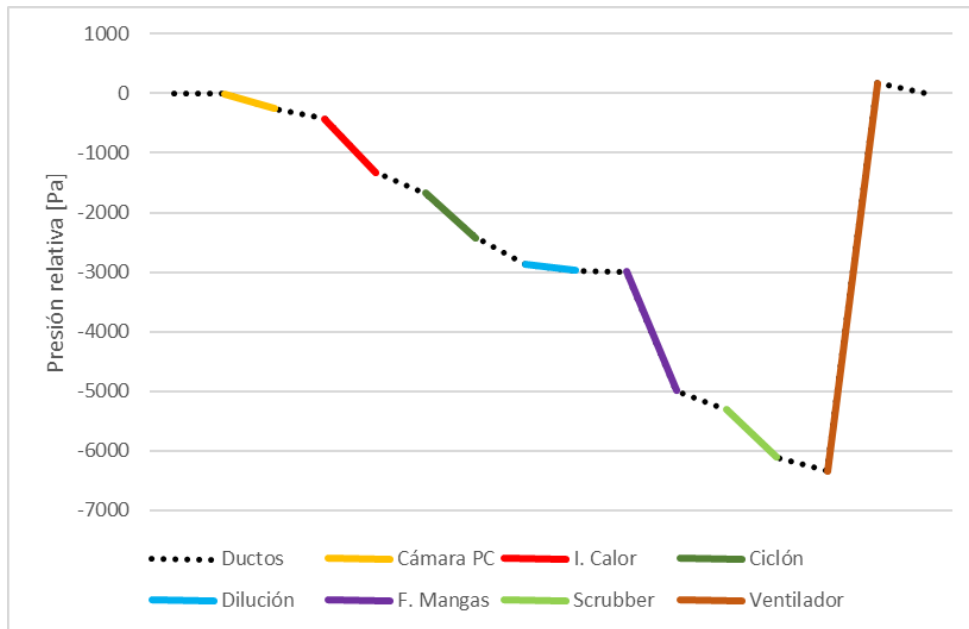


Figura 6.5: Variación de la presión en SEG – Caso PR.

La *Figura 6.6* muestra la variación de la presión en el sistema de extracción de gases para el caso AC. Este grafico considera las pérdidas de carga por ductos y las pérdidas de carga por equipos.

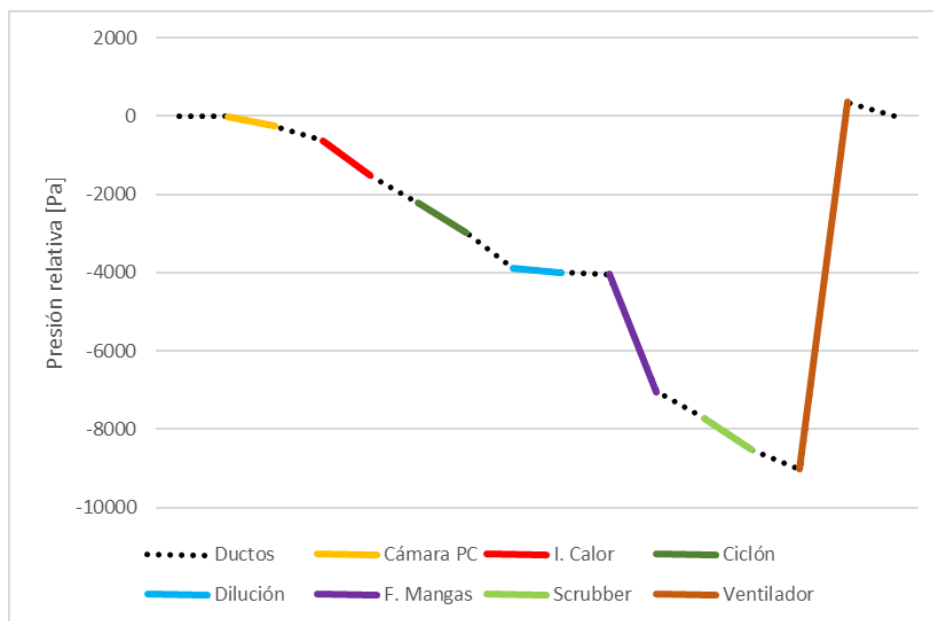


Figura 6.6: Variación de la presión en SEG – Caso AC.

6.2.6 Planos: Disposición general de equipos y P&IDs

Los planos, como la disposición general de equipos y diagramas de procesos e instrumentación (P&ID) se encuentran en Anexos.

Para cada disposición general de equipos se considera:

- Cantidad de equipos requerida por cada caso.
- Dimensiones a escala de los equipos por cada caso.
- Dimensiones principales como ancho, largo, alto, diámetro, entre otros.
- Caso RT – Anexo D.
- Caso PR – Anexo E.
- Caso AC – Anexo F.

Para diagrama de procesos e instrumentación se considera:

- Cantidad de equipos requerida por cada caso.
- Instrumentación en detalle.
- Líneas de flujo.
- Líneas de control.
- Caso RT – Anexo G.
- Caso PR – Anexo H.
- Caso AC – Anexo I.

6.2.7 Inversión económica y ahorro energético

La estimación de la inversión económica se realiza en base a valores de referencia obtenidos en catálogos e información entregada por empresas especializadas. El costo de la instrumentación y ductos se considera el 25% del costo total asociado a los equipos depuradores y auxiliares. El montaje se considera el 30% del costo total de equipos más instrumentación y ductos.

La *Tabla 6.23* contiene la inversión económica estimada para el caso RT.

Tabla 6.23: Cuadro de inversiones – Caso RT.

Ítem	Cantidad	Costo unitario (UF)	Costo total (UF)
Cámara de post-combustión	01	964	964
Intercambiador de calor	02	663	1.325
Ciclón	02	180	360
Filtro de mangas	02	1.037	2.074
Scrubber	04	1.067	4.267
Ventilador	01	220	220
Instrumentación y ductos (ID)	-	25% equipos	2.303
Montaje	-	30% equipos +ID	3.454
Total	-	-	14.967

La *Tabla 6.24* contiene la inversión económica estimada para el caso PR.

Tabla 6.24: Cuadro de inversiones – Caso PR.

Ítem	Cantidad	Costo unitario (UF)	Costo total (UF)
Cámara de post-combustión	01	703	703
Intercambiador de calor	02	432	864
Ciclón	02	105	209
Filtro de mangas	02	672	1.344
Scrubber	02	581	1.162
Ventilador	01	120	120
Instrumentación y ductos (ID)	-	25% equipos	1.100
Montaje	-	30% equipos +ID	1.651
Total	-	-	7.153

La *Tabla 6.25* contiene la inversión económica estimada para el caso AC.

Tabla 6.25: Cuadro de inversiones – Caso AC.

Ítem	Cantidad	Costo unitario (UF)	Costo total (UF)
Cámara de post-combustión	01	1.145	1.145
Intercambiador de calor	02	638	1.276
Ciclón	02	157	313
Filtro de mangas	03	1.061	3.183
Scrubber	02	897	1794
Ventilador	01	185	185
Instrumentación y ductos (ID)	-	25% equipos	1.974
Montaje	-	30% equipos +ID	2.961
Total	-	-	12.831

Para evaluar el ahorro energético de las instalaciones es necesario evaluar el costo de la energía térmica. En Chile, el valor de ésta energía varía entre unos 30 a 70 \$/kWh dependiendo el origen, pero se considera un valor de 40 \$/kWh a la energía recuperada por medio de los intercambiadores de calor.

Si se asume que las instalaciones operan normalmente en un año, aproximadamente 240 días por 8 horas diarias, entonces se determina la energía recuperada y el ahorro energético. Esto se detalla en la *Tabla 6.26*.

Tabla 6.26: Ahorro energético anual para cada caso (UF = \$25.000).

Caso	Recuperación de calor [kW]	Energía recuperada [GWh]	Ahorro energético [UF]	Ahorro/Inversión
RT	990	1,90	3.041	20,3%
PR	620	1,19	1.905	26,6%
AC	840	1,61	2.580	20,1%

Se observa que aproximadamente el ahorro energético representa anualmente entre 20% y 25% de la inversión inicial. Esto permite considerar las instalaciones como eficientes energéticamente.

6.3 Comparación de casos

En esta sección se realiza una comparación de los aspectos más relevantes de los casos de estudio. Los casos de estudio muestran ser similares en cuanto a las necesidades para el abatimiento y tratamiento del gas en emisión, sin embargo, se diferencian en la evolución del caudal, la velocidad de transporte, la cantidad de equipos, las pérdidas de carga, la inversión económica y el ahorro energético.

La *Figura 6.7* muestra la evolución del caudal para los casos de estudio.

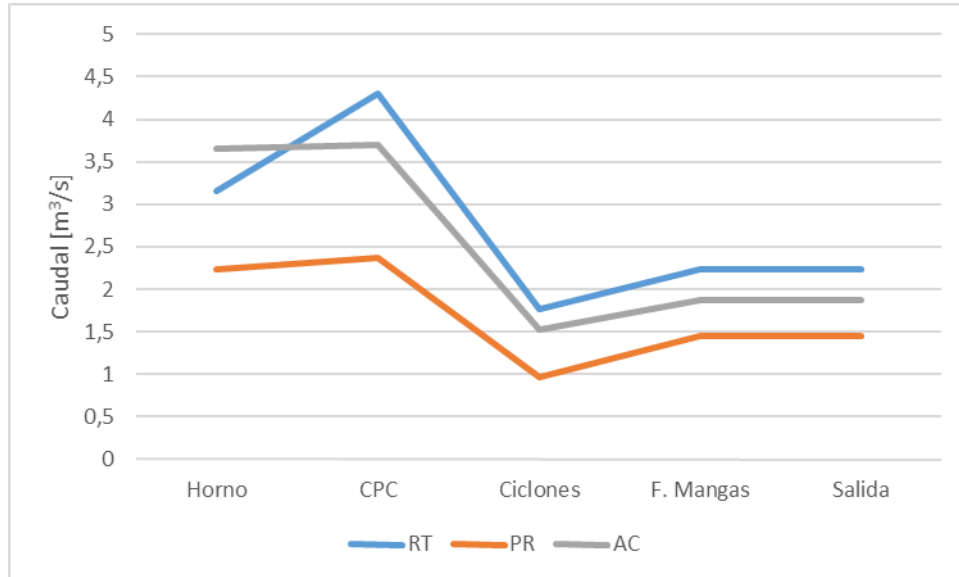


Figura 6.7: Evolución del caudal en casos de estudio.

Se observa que todos los caudales crecen al pasar por la cámara de post-combustión, debido al ingreso del comburente y amoniaco para la remoción de CO y NO_x, y decrecen después del intercambiador de calor, debido a que la temperatura disminuye y aumenta la densidad.

Por otro lado, para el caso RT se observa que el incremento del caudal después de la cámara de post-combustión es sumamente elevado, esto es debido a que la concentración de CO es muy elevada y requiere de una gran cantidad de oxígeno para la remoción. RT requiere estrictamente oxígeno gaseoso como comburente para la cámara de post-combustión, de no ser así el aumento del caudal sería aún mayor. Los casos PR y AC presentan una baja elevación del caudal, producto que no presentan una concentración de CO tan elevada y la temperatura de los gases a la salida del horno es similar a la temperatura en la cámara de post-combustión, por ende, no existe una gran expansión del volumen ocupado por el gas.

Con respecto a la velocidad de transporte, se observa que esta crece a medida que aumenta la concentración de material particulado (MP). La *Tabla 6.27* muestra la concentración máxima y la velocidad de transporte de diseño.

Tabla 6.27: Concentración y velocidades de transporte por cada caso.

Caso	Concentración de MP (masa-masa)	Velocidad mínima de transporte [m/s]	Velocidad de diseño [m/s]
RT	5%	9,5	11,9
PR	2%	7,3	9,1
AC	8%	10,9	13,7

Se observa que para los 3 casos de estudio que la velocidad de transporte de diseño se encuentra entre 9 y 14 m/s. Está fuertemente relacionada con las pérdidas de carga, pero no puede ser inferior a estos valores debido a la sedimentación de material particulado en los ductos.

En relación a la cantidad de equipos se observa que todos los casos presentan los componentes del SEG general, pero varía la cantidad de algunos. En el caso de RT es necesario de 03 scrubbers en serie más 01 en stand-by para el abatimiento de SO₂, por otro lado, AC necesita de 02 filtros de mangas en serie más 01 en stand-by para el abatimiento de material particulado. Todos los sistemas deben tener equipos en stand-by para ciclones, filtros de mangas y scrubbers, ya que son equipos críticos en el abatimiento. Todos los sistemas presentan 02 intercambiadores de calor que funcionan de manera alternada.

La *Tabla 6.28* muestra la cantidad y el tipo de equipo que necesita cada instalación.

Tabla 6.28: Cantidad de equipos por cada caso.

Equipos	Caso RT	Caso PR	Caso AC
Cámaras de post-combustión	01	01	01
Intercambiadores de calor	02	02	02
Ciclones	02	02	02
Válvulas de dilución	01	01	01
Filtros de mangas	02	02	03
Scrubbers	04	02	02
Ventiladores	01	01	01

Con respecto al tamaño general de equipos, RT presenta equipos de mayor envergadura mientras que PR presenta equipos de menor envergadura. Esto es producto de 2 factores, el caudal y la ubicación de la planta. Si el caudal aumenta entonces todos los equipos del SEG aumentan su tamaño y si la presión atmosférica disminuye entonces, el caudal aumenta, y por ende también los equipos.

En relación a las pérdidas de carga, AC es el que presenta la mayor caída de presión, pero RT presenta el ventilador centrífugo de mayor envergadura, esto es producto del caudal que éste debe desplazar. La *Tabla 6.29* muestra la caída de presión de cada SEG y la potencia requerida por cada ventilador.

Tabla 6.29: Caída de presión y potencia de ventilador en cada caso.

Caso	Caudal de salida [m ³ /s]	Caída de presión del sistema [Pa]	Potencia del ventilador [kW]
RT	2,33	8.700	97,2
PR	1,44	6.500	47,0
AC	1,87	9.370	87,7

Con respecto a las inversiones de cada instalación, se observa que el caso RT presenta la mayor inversión económica producto de la cantidad de equipos, la ubicación geográfica y el gran caudal. La *Tabla 6.30* muestra un resumen de las inversiones económicas, los ahorros energéticos, y la inversión normalizada por cada metro cubico tratado.

Tabla 6.30: Inversión económica y ahorro energético.

Caso	Inversión económica (UF)	Inversión normalizada [UF/m ³ /s]	Ahorro energético anual [UF]	Ahorro energético normalizado [UF/m ³ /s]
RT	14.967	6.424	3.041	1.305
PR	7.153	4.967	1.905	1.323
AC	12.831	6.862	2.580	1.380

Se observa que la inversión económica más elevada es para el caso RT, debido principalmente a la cantidad de equipos y alto caudal. Por otro lado, ésta instalación desarrolla la mayor cantidad de energía recuperable.

En relación a qué tipo de instalación es la que requiere una mayor inversión por cada metro cubico de gas tratado, las inversiones normalizadas indican que son las fundiciones de acero (caso AC), ya que tienen a generar gran cantidad de material particulado para abatir, por otro lado, las instalaciones de coincineración (caso PR) son las requieren una menor inversión.

Los 3 tipos de instalación presentan una capacidad de ahorro energético similar, entre 1.300 y 1.400 UF por cada metro cubico tratado.

7 Conclusiones y recomendaciones

Este trabajo de título tiene como motivación principal investigar, desarrollar e implementar una metodología de diseño y control para sistemas de extracción de gases y abatimiento de contaminantes atmosféricos en instalaciones de alta temperatura, con el fin de cumplir la norma chilena de emisiones detallada en el Decreto Supremo 29. En relación a los objetivos planteados se concluye lo siguiente:

- La revisión del estado del arte de tecnologías aplicables a un sistema de extracción entrega una gran cantidad de equipos para la depuración y tratamiento con una alta carga de contaminantes atmosféricos como el monóxido de carbono CO, óxidos de nitrógeno NO_x, dióxido de azufre SO₂ y material particulado.

En base a esta revisión, para las fundiciones de acero y plomo e instalaciones de coincineración, los equipos mínimos necesarios y sus funciones para el abatimiento y control son los siguientes:

- Cámaras de post-combustión, para el abatimiento de CO y NO_x.
 - Intercambiadores de calor, para la disminución de temperatura de gases y recuperación de calor
 - Ciclones, para el abatimiento de material particulado grueso.
 - Válvulas de dilución, para la disminución y control de temperatura.
 - Filtros de mangas, para el abatimiento de material particulado fino.
 - Scrubbers húmedos, para el Abatimiento de SO₂ y NO_x.
 - Ventiladores centrífugos, para el desplazamiento de los gases por el sistema.
- La metodología de diseño detallada en este trabajo permite cuantificar los efectos del material particulado suspendido y la composición de los gases. Esta metodología considera el uso de las propiedades del flujo bifásico (gas + partículas), velocidad mínima de transporte en ductos, variación de la densidad, viscosidad y calor específico, variación de la composición de gases a lo largo del sistema y distribución de material particulado.

En base a esta metodología, se observa que considerar aire (flujo monofásico) como flujo de transporte no es adecuado para el diseño y control de SEGs. Por ende, se propone usar flujo bifásico con composición química variable para el dimensionamiento de equipos de depuración y tratamiento de temperatura. La ventaja de usar flujo bifásico es determinar: los efectos del material particulado suspendido sobre el transporte, los efectos de la distribución estadística sobre la eficiencia en equipos de depuración y las propiedades fisicoquímicas del gas de transporte.

En consecuencia, usar flujo bifásico permite eliminar los problemas de sedimentación en ductos, tener control de las concentraciones de gases contaminantes y otros gases de proceso, evaluar la eficiencia de equipos de abatimiento de material particulado como ciclones y filtros de mangas, y evitar el sobredimensionamiento producto del margen de error ante un gas con composición distinta al aire.

- La filosofía de control y operación de sistemas de extracción de gases permite el control y monitoreo de variables como la temperatura, presión, caudal y concentración de contaminantes. El Decreto Supremo 29 detalla que es necesario un mecanismo de medición continua de los contaminantes atmosféricos a la salida de la chimenea.

En base a la filosofía de control, se definen sistemas de monitoreo y control para:

- Intercambiadores de calor: control automático de la operación, bombeo de aceite térmico y monitoreo de temperaturas.
- Válvulas de dilución: control automático de apertura y cierre para modificar la temperatura de gases.
- Ventiladores centrífugos: control automático de la potencia administrada y monitoreo de temperatura y de caudal.
- Cámaras de post-combustión: monitoreo de caudal, de temperaturas y de presión de operación.
- Ciclones: monitoreo de caudal, de temperaturas y de presión de operación.
- Filtros de mangas: monitoreo de caudal, de temperaturas y de presión de operación.
- Scrubbers: monitoreo de caudal, de temperaturas y de presión de operación.

Cada sistema de control tiene asociado alarmas para advertir un funcionamiento anormal del sistema.

- La implementación de la metodología de diseño y control en los casos de estudio (RT, PR y AC) entrega las especificaciones técnicas mínimas para los equipos de depuración y tratamiento de cada sistema de extracción de gases.

El análisis de los casos estudiados muestra que:

- La evolución del caudal y su variación depende de los flujos que ingresan al sistema y de los cambios de temperatura. El uso de oxígeno gaseoso como comburente para la cámara de post-combustión permite un aumento leve del caudal a la salida.

- La presión atmosférica es un factor esencial en el tamaño de los equipos del sistema de extracción de gases. A menor presión atmosférica, mayor tamaño.
- La inversión económica para fundiciones de plomo es elevada producto de la alta concentración de CO y SO₂. La inversión económica para fundiciones de acero es elevada por la gran concentración de material particulado. Las instalaciones de co-incineración poseen la menor inversión económica comparada con los otros dos casos.
- El sistema de intercambiadores de calor con aceite térmico permite la recuperación de energía térmica a partir de los gases.
- La recuperación de calor permite un ahorro energético anual de aproximadamente 1.300 UF por cada metro cúbico de gas tratado y representa aproximadamente el 20% de la inversión económica inicial.

Usando estas conclusiones como base, se proponen las siguientes recomendaciones para futuros trabajos:

- Extender la metodología de diseño y control a una ingeniería de detalles.
- Ampliar la metodología de diseño y control para instalaciones de mayor envergadura, como centrales termoeléctricas.
- Evaluar los efectos de los gases (Corrosión, acidez, filtraciones) en los equipos de depuración.
- Evaluar los efectos del material particulado sobre los intercambiadores de calor de aceite térmico.

Bibliografía

- [1] Comisión nacional del medio ambiente, «Guía para el control y prevención industrial,» Santiago, 1998.
- [2] P. Ubilla Thompson, Ingeniería en Ventilación y filtración de Aire (Tercera Edición), Santiago, Chile: Bookdesign, 2014.
- [3] R. Perry, Manual para la ingeniería química, Mc Graw Hill, 1999.
- [4] Ministerio del medio ambiente, Decreto Supremo nº29, Santiago, 2013.
- [5] R. Goberna, Ventilación industrial, Valencia: Artes gráficas Soler, 1992.
- [6] C. Warner, Air pollution: Its origins and control, Addison-Wesley, 1998.
- [7] R. Holdich, Fundamentals of particle technology, Minlandit, 2006.
- [8] «Econotherm» <http://www.econotherm.eu/why-heat-pipes.html>. [Último acceso: 22/1015].

Anexos

Anexo A [2]

Proporciones de un ciclón de alta eficiencia

Las proporciones de un ciclón de alta eficiencia se muestran en la *Tabla A.1* en base a las dimensiones de la *Figura A.1*.

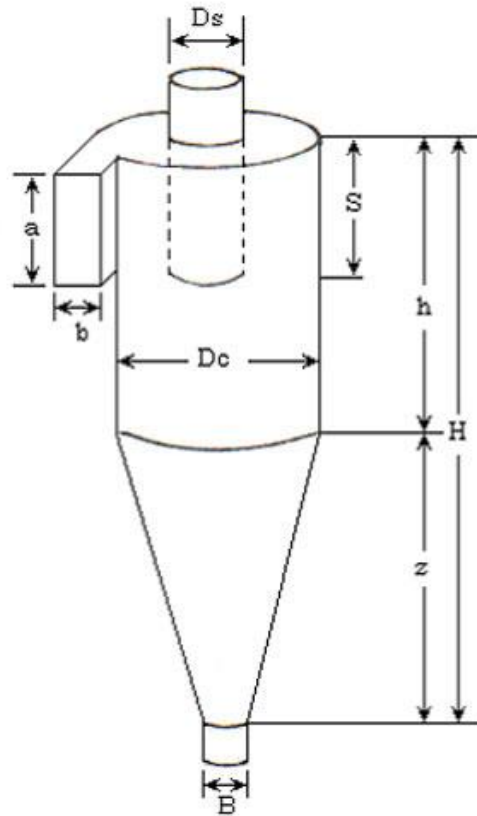


Figura A.1: Dimensiones de un ciclón de alta eficiencia.

Tabla A.1: Proporciones de un ciclón de alta eficiencia.

Dimensión	Simbología	Proporción	Tipo de ciclón de alta eficiencia		
			Stairmand	Swift	Echeverri
Diámetro del Ciclón	D_c	-	1,00	1,00	1,00
Altura de Entrada	a	a/D_c	0,50	0,44	0,50
Ancho de Entrada	b	b/D_c	0,20	0,21	0,20
Altura de Salida	s	s/D_c	0,50	0,50	0,63
Diámetro de Salida	D_s	D_s/D_c	0,50	0,40	0,50
Altura parte cilíndrica	h	h/D_c	1,50	1,40	1,50
Altura parte cónica	z	z/D_c	2,50	2,50	2,50
Altura total del Ciclón	H	H/D_c	4,00	3,90	4,00
Diámetro de salida MP	B	B/D_c	0,38	0,40	0,38

Anexo B [2]

Factores de velocidad de filtración para filtros de mangas

B.1 Factor de material a filtrar

El factor de material filtrar a_f depende de la composición del material particulado. La *Tabla B.1* tiene los valores posibles.

Tabla B.1: Factor de material a filtrar.

Valor	Materiales
0,063	Mezcla de coque, cocoa, alimentos, flúor, granos, polvo de cuero, tabaco.
0,050	Asbestos, fibras, material de fundición, yeso, cal, perlita, gomas, arena, talco.
0,042	Alúmina, carbón negro, cemento, pigmentos cerámicos, arcilla, polvo de ladrillo, carbón, polvo de roca, oro, minerales, sílice, ácido sórbico, azúcar.
0,038	Amoniaco, fosfatos, fertilizantes, coque, tierra, polvo de metal, oxido e metal, pigmentos metálicos y sintéticos, plásticos, resinas, almidón.
0,025	Carbón activado, detergentes, humos y otros productos dispersados desde reacciones, polvo de leche.

B.2 Factor de aplicación

El factor de aplicación b_f depende del uso que se da al filtro. La *Tabla B.2* tiene los valores posibles.

Tabla B.2: Factor de aplicación.

Valor	Aplicación
1,0	Problemas de desahogo. Puntos de transferencia en cintas transportadoras.
0,9	Recolección de productos.
0,8	Filtración de gas de hornos.

B.3 Factor de aplicación

El factor de temperatura c_f depende de la temperatura que entra la corriente gaseosa al filtro de mangas. La *Tabla B.3* tiene los valores posibles.

Tabla B.3: Factor de temperatura.

Valor	Temperatura [°C]
0,75	Mayor a 135
0,80	120 – 135
0,85	105 – 120
0,90	90 – 105
0,95	65 – 90
1,00	Menor a 65

B.4 Factor de finura de polvo

El factor de finura de polvo d_f depende del tamaño de partículas que se deseen abatir. La *Tabla B.4* tiene los valores posibles.

Tabla B.4: Factor de finura de polvo.

Valor	Tamaño [μm]
1,2	Mayor a 100
1,1	50 – 100
1,0	10 – 50
0,9	3 – 10
0,8	Menor a 3

B.5 Factor de carga de polvo

El factor de carga de polvo e_f depende de la concentración de partículas que se deseen abatir. La *Tabla B.5* tiene los valores posibles.

Tabla B.5: Factor de carga de polvo.

Valor	Carga [g/m^3]
1,2	Menor a 3
1,1	3 – 5
1,0	5 – 12
0,9	12 – 35
0,8	Mayor a 35

Anexo C

Balances de materia en el sistema de extracción de gases

C.1 Balance de materia – Cámara de post – combustión

El balance de materia en la cámara de post-combustión está relacionado con la cantidad de masa que se añade a la corriente gaseosa producto del comburente \dot{m}_C y amoniaco \dot{m}_M . El comburente puede ser oxígeno del aire u oxígeno gaseoso de alta pureza. Es importante saber que si la concentración de monóxido de carbono es alta entonces la cantidad de comburente requerido para su combustión aumentara en gran medida el flujo másico de la corriente gaseosa a la salida de la cámara de post-combustión.

El flujo másico de la fase gaseosa a la salida de la cámara de post-combustión será la suma de todos flujos másicos que ingresan a la cámara.

$$\dot{m}_{2g} = \dot{m}_{1g} + \dot{m}_C + \dot{m}_M \quad (\text{C.1})$$

\dot{m}_{2g} = Flujo másico de gases a la salida de la cámara de post-combustión [kg/s]

\dot{m}_{1g} = Flujo másico de gases a la salida del horno [kg/s]

El flujo másico de la fase sólida se mantiene constante. Eventualmente podría sedimentar una fracción de particulado en la cámara de post-combustión, pero no se considera para el análisis al ser el peor caso.

$$\dot{m}_{2s} = \dot{m}_{1s} \quad (\text{C.2})$$

\dot{m}_{2g} = Flujo másico de sólidos a la salida de la cámara de post-combustión [kg/s]

\dot{m}_{1g} = Flujo másico de sólidos a la salida del horno [kg/s]

C.2 Balance de materia – Intercambiadores de calor

El balance de materia en los intercambiadores de calor es sencillo ya que no existe variación entre el flujo másico que entra con respecto al flujo másico que sale. Puede existir una disminución del material particulado a la salida del intercambiador producto de la adhesión de partículas dentro de este, sin embargo, no se considera para el análisis.

$$\dot{m}_{3g} = \dot{m}_{2g} \quad (\text{C.3})$$

\dot{m}_{2g} = Flujo másico de gases a la salida de la cámara de post-combustión [kg/s]

\dot{m}_{3g} = Flujo másico de gases a la salida del Intercambiador de calor [kg/s]

$$\dot{m}_{3s} = \dot{m}_{2s} \quad (\text{C.4})$$

\dot{m}_{2s} = Flujo másico de sólidos a la salida de la cámara de post-combustión [kg/s]

\dot{m}_{3s} = Flujo másico de sólidos a la salida del Intercambiador de calor [kg/s]

C.3 Balance de materia – Ciclón

El balance de materia del ciclón muestra una variación en el flujo másico de sólidos, pero el flujo másico de gases se mantiene constante. La disminución del flujo másico de sólidos depende de la eficiencia promedio del ciclón $\widetilde{\eta}_c$.

$$\dot{m}_{4g} = \dot{m}_{3g} \quad (\text{C.5})$$

\dot{m}_{4g} = Flujo másico de gases a la salida del ciclón [kg/s]

\dot{m}_{3g} = Flujo másico de gases a la salida del Intercambiador de calor [kg/s]

$$\dot{m}_{4s} = (1 - \widetilde{\eta}_c) \cdot \dot{m}_{3s} \quad (\text{C.6})$$

\dot{m}_{4s} = Flujo másico de sólidos a la salida del ciclón [kg/s]

\dot{m}_{3s} = Flujo másico de sólidos a la salida del Intercambiador de calor [kg/s]

C.4 Balance de materia – Dilución

El balance de materia de la dilución muestra una variación en el flujo másico de gases, pero el flujo másico de sólidos se mantiene constante. El aumento del flujo másico de gases depende de la cantidad de aire que es necesaria para enfriar el gas en caso de que su temperatura sea muy alta para ingresar al filtro de mangas.

$$\dot{m}_{5g} = \dot{m}_{4g} + \dot{m}_{AD} \quad (\text{C.7})$$

\dot{m}_{4g} = Flujo másico de gases a la salida del ciclón [kg/s]

\dot{m}_{5g} = Flujo másico de gases a la salida de la dilución [kg/s]

\dot{m}_{AD} = Flujo másico de aire de dilución [kg/s]

$$\dot{m}_{5s} = \dot{m}_{4s} \quad (\text{C.8})$$

\dot{m}_{4s} = Flujo másico de sólidos a la salida del ciclón [kg/s]

\dot{m}_{5s} = Flujo másico de sólidos a la salida de la dilución [kg/s]

C.5 Balance de materia – Filtro de mangas

El balance de materia del filtro de mangas muestra una variación en el flujo másico de sólidos, pero el flujo másico de gases se mantiene constante. La disminución del flujo másico de sólidos depende de la eficiencia promedio del filtro de mangas $\widetilde{\eta}_f$.

$$\dot{m}_{6g} = \dot{m}_{5g} \quad (\text{C.9})$$

\dot{m}_{6g} = Flujo másico de gases a la salida del filtro de mangas [kg/s]

\dot{m}_{5g} = Flujo másico de gases a la salida de la dilución [kg/s]

$$\dot{m}_{6s} = (1 - \widetilde{\eta}_f) \cdot \dot{m}_{5s} \quad (\text{C.10})$$

\dot{m}_{6s} = Flujo másico de sólidos a la salida del filtro de mangas [kg/s]

\dot{m}_{5s} = Flujo másico de sólidos a la salida de la dilución [kg/s]

C.6 Balance de materia – Scrubber

El balance de materia del scrubber muestra una variación flujo másico de gases. El flujo másico de gases depende de la eficiencia de remoción de SO_2 η_R .

$$\dot{m}_{7g} = \dot{m}_{6g} - \eta_R \cdot \dot{m}_{6gSO_2} \quad (\text{C.11})$$

\dot{m}_{6g} = Flujo másico de gases a la salida del filtro de mangas [kg/s]

\dot{m}_{7g} = Flujo másico de gases a la salida del scrubber [kg/s]

$$\dot{m}_{7s} = \dot{m}_{6s} \quad (\text{C.12})$$

\dot{m}_{6s} = Flujo másico de sólidos a la salida del filtro de mangas [kg/s]

\dot{m}_{7s} = Flujo másico de sólidos a la salida del scrubber [kg/s]

C.7 Balance de materia – Ventilador

El balance de materia en el ventilador es sencillo ya que no existe variación entre el flujo másico que entra con respecto al flujo másico que sale.

$$\dot{m}_{7g} = \dot{m}_{8g} \quad (\text{C.13})$$

\dot{m}_{7g} = Flujo másico de gases a la salida del scrubber [kg/s]

\dot{m}_{8g} = Flujo másico de gases a la salida del ventilador [kg/s]

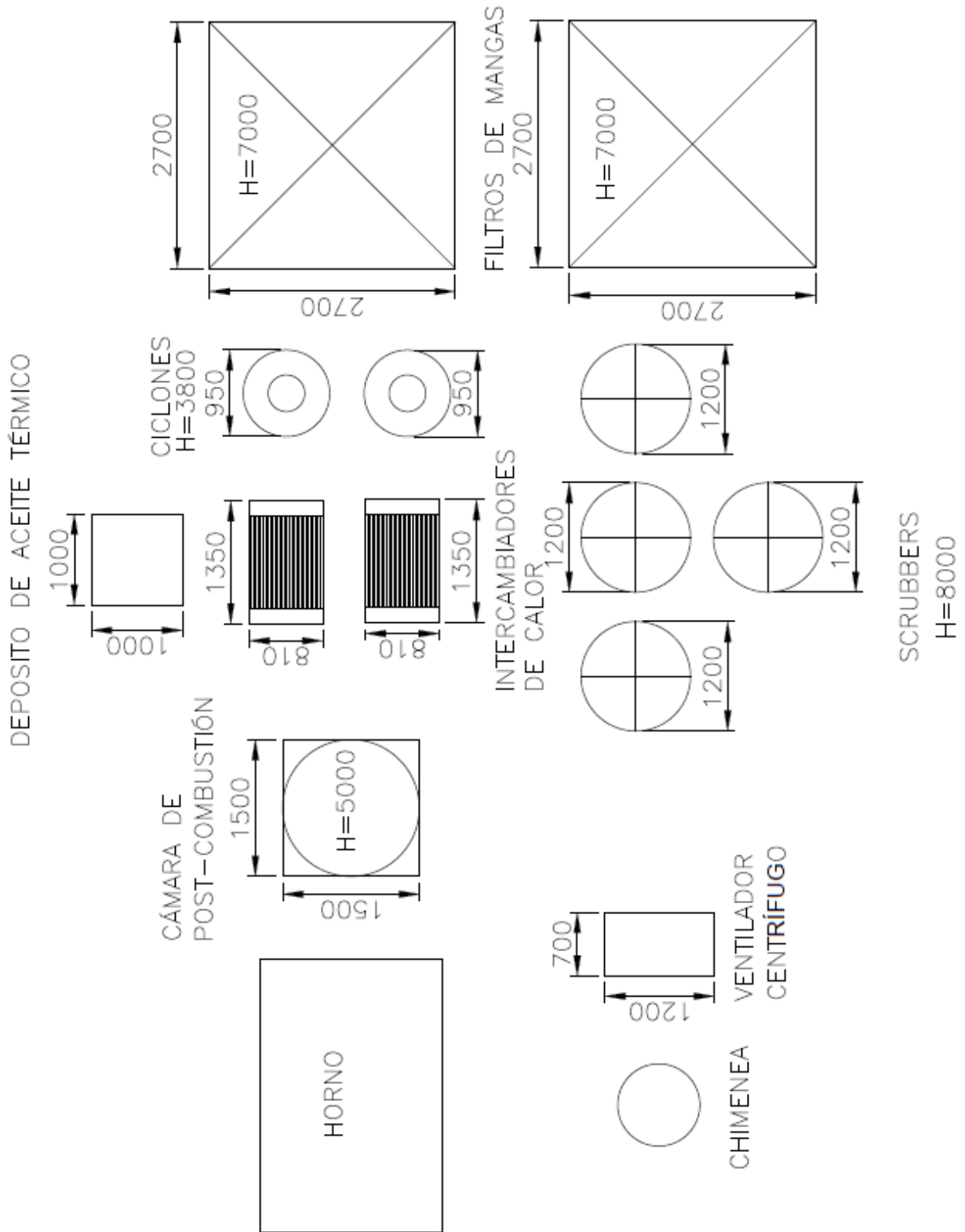
$$\dot{m}_{7s} = \dot{m}_{8s} \quad (\text{C.14})$$

\dot{m}_{7s} = Flujo másico de sólidos a la salida del scrubber húmedo [kg/s]

\dot{m}_{8s} = Flujo másico de sólidos a la salida del ventilador [kg/s]

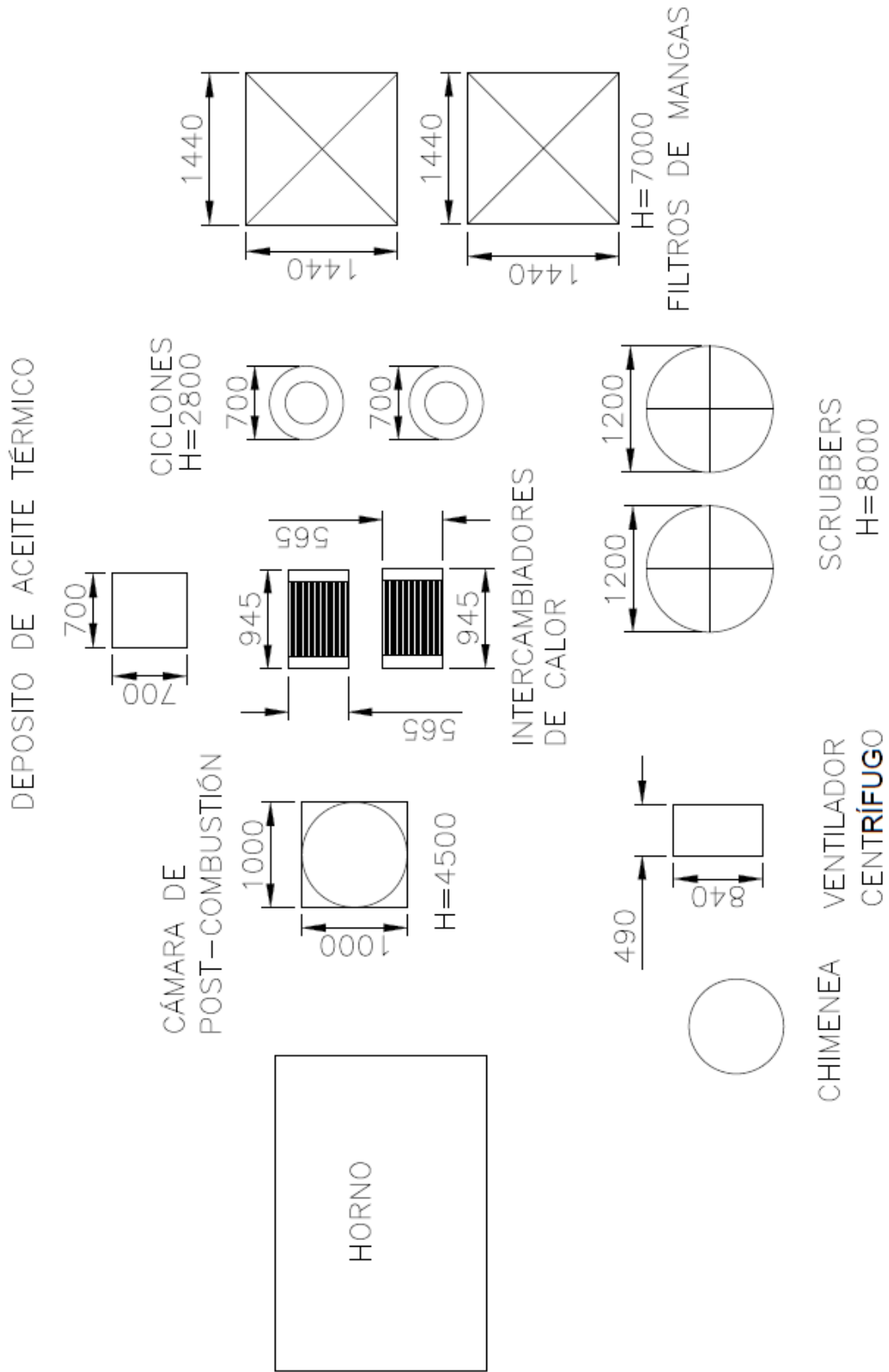
Anexo D

Disposición general de equipos – Caso RT [mm]



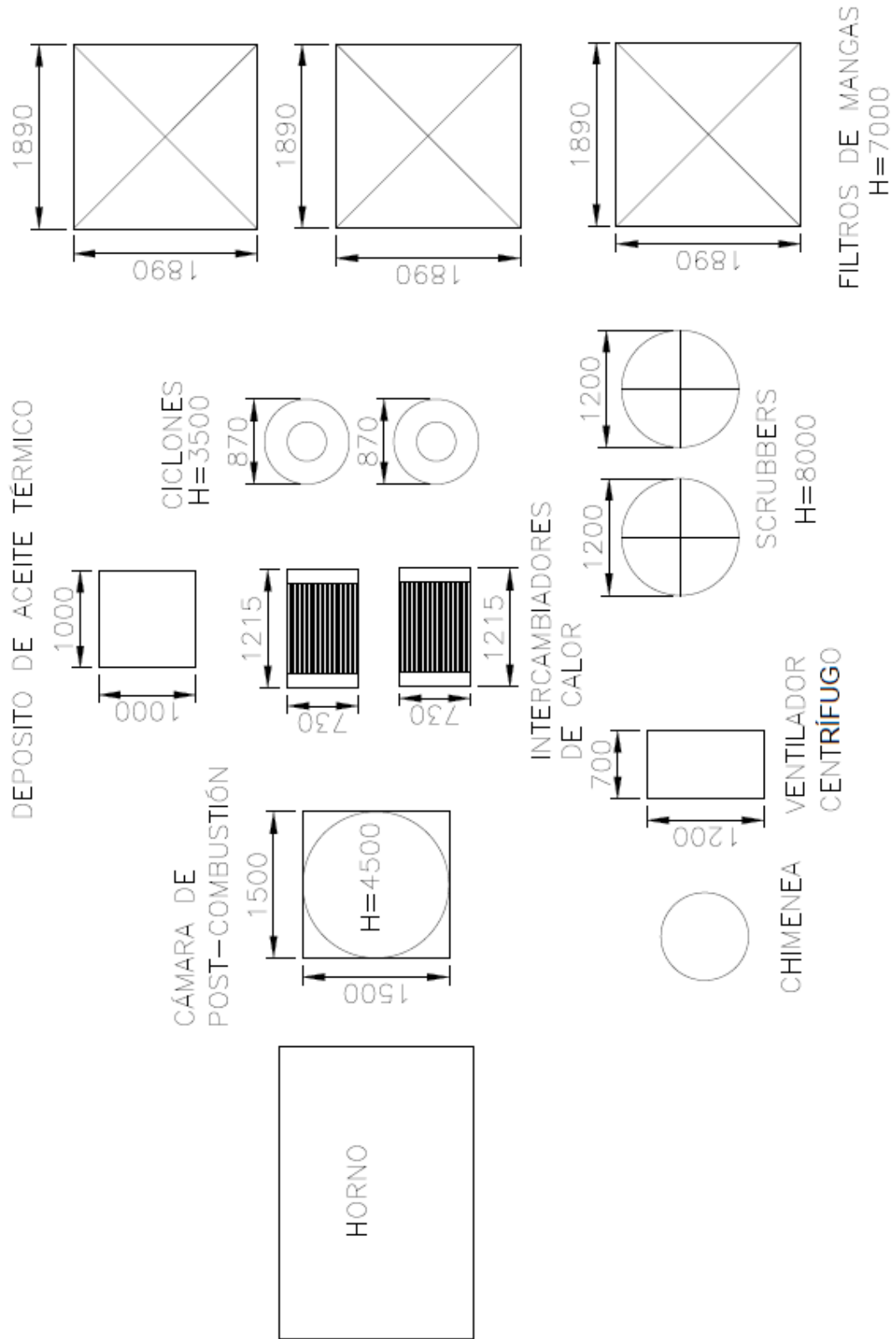
Anexo E

Disposición general de equipos – Caso PR [mm]



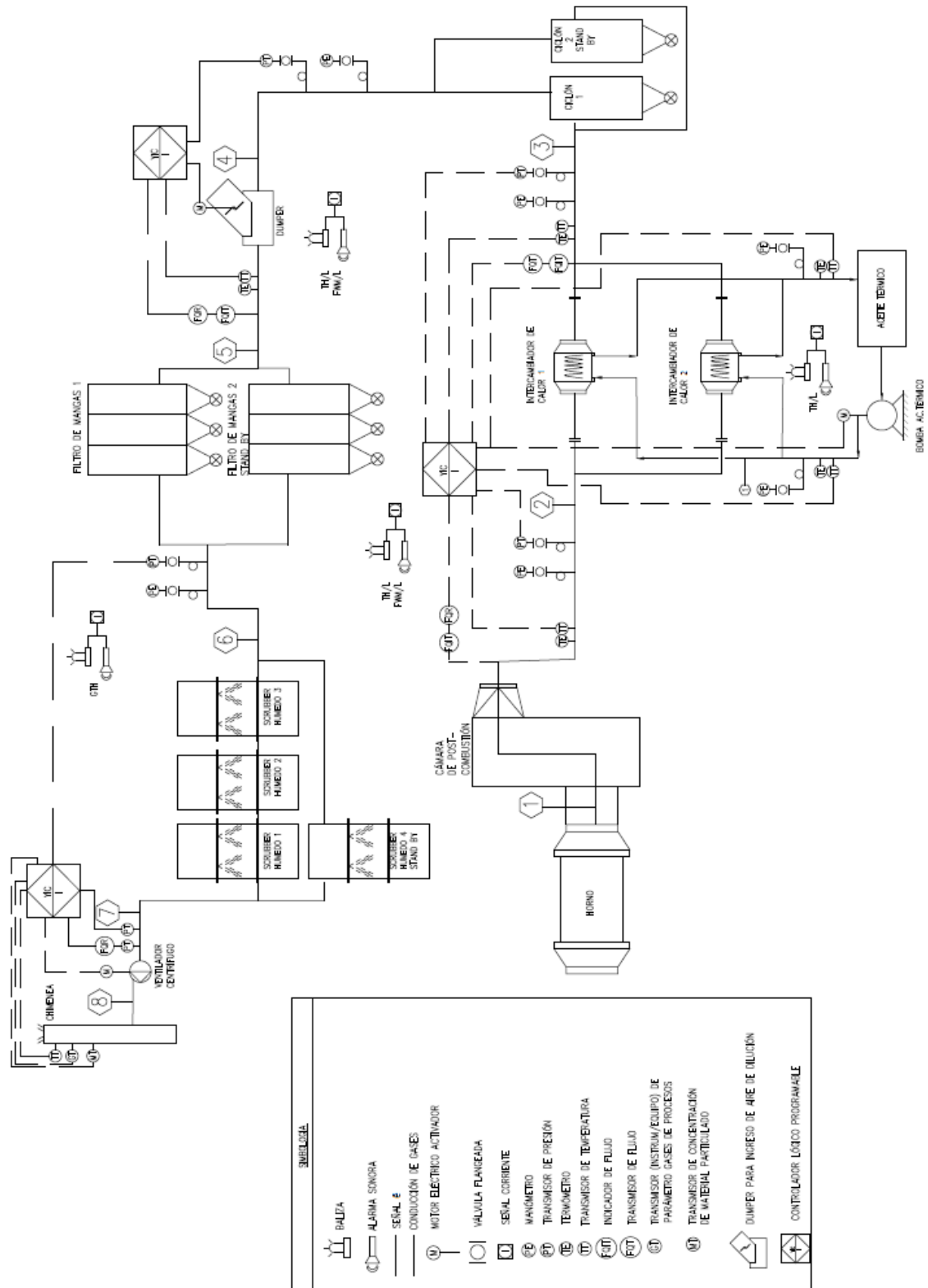
Anexo F

Disposición general de equipos – Caso AC [mm]



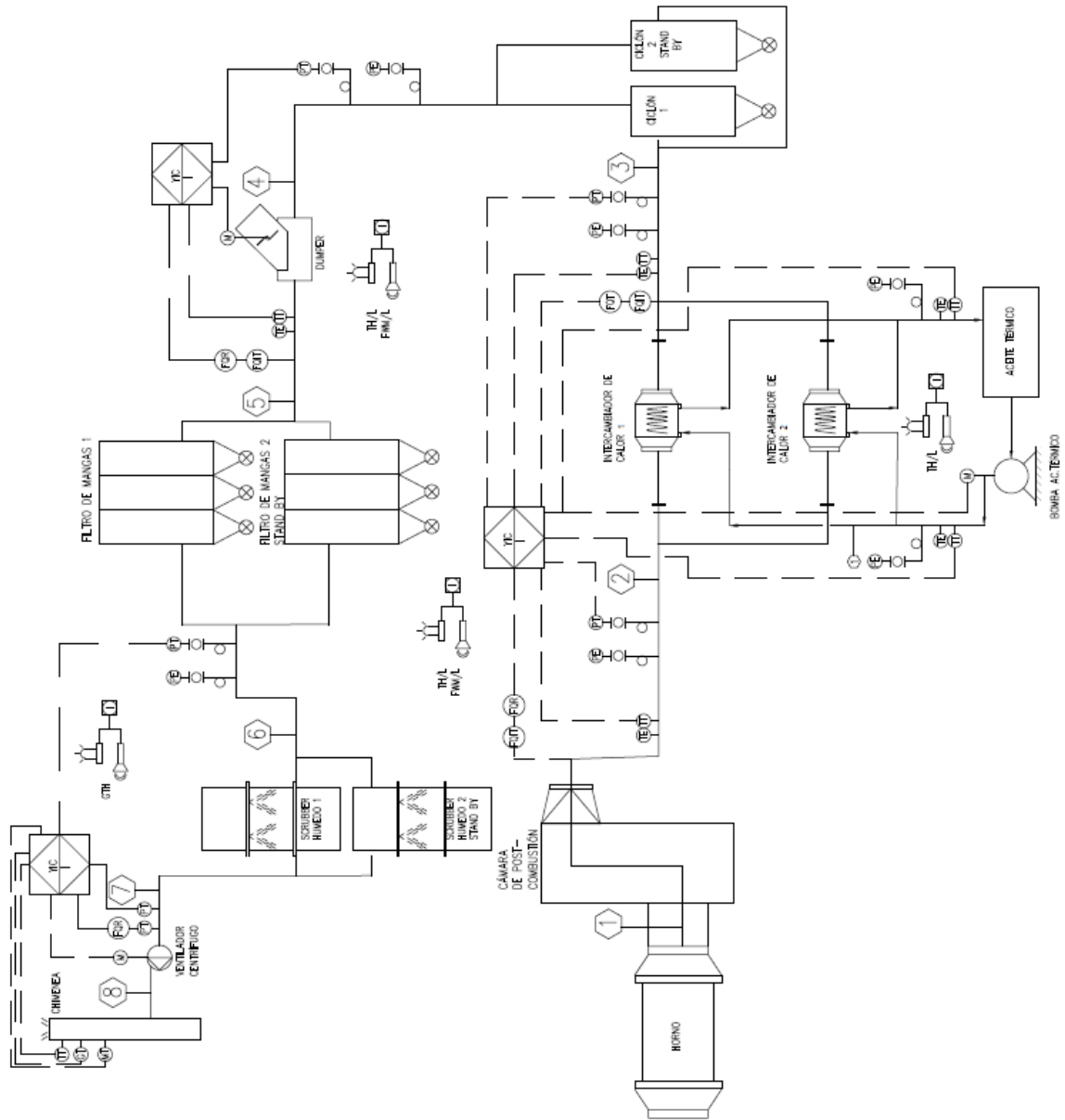
Anexo G

Diagrama de procesos e instrumentación – Caso RT



Anexo H

Diagrama de procesos e instrumentación – Caso PR



SIMBOLOGIA	
	ALARMA
	ALARMA SONORA
	SEÑAL
	CONDUCCION DE GASES
	MOTOR ELECTRICO ACTIVADOR
	VALVULA FLANJEADA
	SEÑAL CORRIENTE
	MANOMETRO
	TRANSMISOR DE PRESION
	TERMOMETRO
	TRANSMISOR DE TEMPERATURA
	INDICADOR DE FLUJO
	TRANSMISOR DE FLUJO
	TRANSMISOR (INSTRUM/ EQUIPO) DE PARAMETRO GASES DE PROCESOS
	TRANSMISOR DE CONCENTRACION DE MATERIAL PARTICULADO
	DUMPER PARA INGRESO DE AIRE DE DILUION
	CONTROLADOR LOGICO PROGRAMABLE

Anexo I

Diagrama de procesos e instrumentación – Caso AC

