



Universidad de León



Escuela Superior y Técnica
de Ingenieros de Minas

MÁSTER UNIVERSITARIO EN INGENIERÍA MINERA Y DE RECURSOS ENERGÉTICOS

TRABAJO FIN DE MÁSTER

ESTUDIO DE LA NORMATIVA
MEDIOAMBIENTAL EN EL SECTOR DE LA
ENERGÍA ELÉCTRICA MEDIANTE
COMBUSTIBLES FÓSILES. APLICACIÓN EN
UNA CENTRAL TÉRMICA DE CARBÓN EN LA
PROVINCIA DE LÉON.

León, Julio de 2015

Autor: Nuria Sierra Sierra

Tutor: Jaime Cifuentes Rodríguez

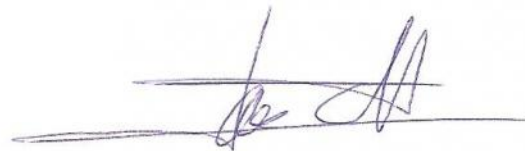
El presente proyecto ha sido realizado por D./Dña. Nuria Sierra Sierra, alumna de la Escuela Superior y Técnica de Ingenieros de Minas de la Universidad de León para la obtención del título de Máster en Ingeniería Minera y de Recursos Energéticos.

La tutoría de este proyecto ha sido llevada a cabo por D. Jaime Cifuentes Rodríguez, profesor/a del Máster Universitario en Ingeniería Minera y de Recursos Energéticos.

Visto Bueno



Fdo.: Dña. Nuria Sierra Sierra
El autor del Trabajo Fin de Máster



Fdo.: D. Jaime Cifuentes Rodríguez
El Tutor del Trabajo Fin de Máster

“Caminante no hay camino, se hace camino al andar”.

Antonio Machado (1875 - 1939)

A mis padres, Pedro y Mercedes.

RESUMEN

ABSTRACT

RESUMEN

En este Trabajo Fin de Máster se realiza un estudio del grado de cumplimiento de la Normativa Medioambiental en un grupo de una Central Térmica de carbón en la provincia de León (España).

La Directiva 2001/80/CE limita los valores de emisión de SO₂, NO_x y partículas en instalaciones de generación de energía eléctrica que emplean combustibles fósiles. Por este motivo, se han analizado los sistemas implantados en una central térmica de carbón para conseguir la reducción de los niveles de emisión de partículas y gases contaminantes a la atmósfera. Se explica cada uno de los sistemas: Planta de Desulfuración, Quemadores de Bajo NO_x y Precipitador Electrostático, analizando la eficacia de cada uno de ellos.

En el caso de la Planta de Desulfuración, se realizan una serie de pruebas para verificar el posible cumplimiento de la Directiva 2010/75/UE (más restrictiva que la anterior y que entrará en vigor a partir del año 2016), sin realizar grandes modificaciones en la Planta ya existente, explicando los resultados obtenidos. No se han llevado a cabo pruebas sobre los sistemas de reducción de NO_x y partículas debido a que los valores de emisión son muy superiores a los establecidos por la nueva Directiva y será necesaria la implantación de nuevas instalaciones para conseguir los objetivos fijados por la Normativa.

Al final de cada apartado se evalúa la repercusión económica que ha tenido cada uno de los sistemas implantados en el precio de producción de energía eléctrica.

Finalmente, se exponen las conclusiones a las que se ha llegado con la realización de este Trabajo.

ABSTRACT

In this final Master dissertation is carried out a study of the level of compliance on environmental regulations within a coal power plant group placed at León Province.

European Directive 2001/80/CE restricts the emission levels of SO₂, NO_x and particles within electric power plants where fossil fuels are used for this reason, implemented systems were analyzed within a coal power plant to obtain a reduction in particles emission levels and polluting gasses into the atmosphere. Every system is explained: Desulfurization Plant, NO_x Low – Power Burners and Electrostatic Precipitator analyzing the effectiveness of each of them.

Regarding to a Desulfurization Plant a series of tests are carried out in order to verify the possible compliance of the European Directive 2010/75/UE (more restrictive than the previous one which will come into force from 2016 on), without the need of major changes on the existing plant by explaining the obtained results. NO_x and particles tests on reduction systems were not made since emission values are far higher than those established by the new European Directive. So, the implementation of new facilities will be required to achieve the objective set by the regulations.

The economic impact of the systems implemented within the price of electric power production is assessed at the end of each section.

Finally, the conclusions that have been reached with the embodiment of this work are presented.

ÍNDICES

ÍNDICE

ÍNDICE

BLOQUE I: PARTE GENERAL

1. OBJETO DEL TRABAJO.....	1
2. INTRODUCCIÓN.....	2
2.1. CONTAMINACIÓN ATMOSFÉRICA.....	2
2.2. TIPOS DE CONTAMINANTES.....	4
3. COMBUSTIÓN DEL CARBÓN. CENTRALES TÉRMICAS.....	7
3.1. EL CARBÓN.....	7
3.1.1. INTRODUCCIÓN.....	7
3.1.2. PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS.....	7
3.1.3. CLASIFICACIÓN.....	7
3.1.4. RESERVAS.....	10
3.2. CENTRALES TÉRMICAS DE CARBÓN.....	12
3.2.1. ESQUEMA GENERAL DE FUNCIONAMIENTO.....	12
3.2.2. PERSPECTIVAS ACTUALES EN LA GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA A PARTIR DE CARBÓN.....	14
3.3. PROBLEMAS MEDIOAMBIENTALES DEL USO DEL CARBÓN.....	16
3.4. PRINCIPALES TECNOLOGÍAS LIMPIAS DEL CARBÓN.....	16
3.4.1. TECNOLOGÍAS LIMPIAS DEL CARBÓN EN LA GENERACIÓN DE ELECTRICIDAD.....	16
3.4.1.1. Gasificación integrada en ciclo combinado.....	16
3.4.1.2. Lecho fluidizado.....	17
3.4.1.3. Otras tecnologías.....	18
3.4.2. TECNOLOGÍAS LIMPIAS DEL CARBÓN EN EL CONTROL DE EMISIONES.....	19
3.4.2.1. Desulfuración de los gases de combustión para el control del SO ₂	19
3.4.2.2. Disminución y control de las emisiones de NO _x	26
3.4.2.3. Control de emisión de partículas.....	28
3.4.2.4. Captura y almacenamiento de CO ₂	30

4. NORMATIVA.....	32
4.1. DIRECTIVA 2001/80/CE DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO.....	32
4.2. PLAN NACIONAL DE REDUCCIÓN DE EMISIONES PARA GRANDES INSTALACIONES DE COMBUSTIÓN (PNRE – GIC).....	33
4.2.1. DATOS CORRESPONDIENTES A LA CENTRAL TÉRMICA OBJETO DE ESTUDIO.....	35
4.2.2. CÁLCULO DE LAS EMISIONES ANUALES TOTALES CORRESPONDIENTES A LAS INSTALACIONES INCLUIDAS EN LA BURBUJA.....	36
4.2.2.1. Valores Límite de Emisión (VLE) aplicables para el cálculo PNRE – GIC.....	37
4.2.2.2. Cálculo de las emisiones anuales totales objetivo del PNRE – GIC.....	37
4.2.3. ACTUACIONES PREVISTAS PARA EL CUMPLIMIENTO DEL PNRE – GIC.....	38
4.2.4. CONSECUENCIAS DE LA APLICACIÓN DE LA DIRECTIVA AL SISTEMA ELÉCTRICO ESPAÑOL.....	39
4.2.5. CONCLUSIONES DEL PNRE – GIC.....	41
4.3. DIRECTIVA 2010/75/UE DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO.....	42
4.4. LEY 5/2013, DE 11 DE JUNIO, POR LA QUE SE MODIFICAN LA LEY 16/2002, DE 1 DE JULIO, DE PREVENCIÓN Y CONTROL INTEGRADOS DE LA CONTAMINACIÓN Y LA LEY 22/2011, DE 28 DE JULIO, DE RESIDUOS Y SUELOS CONTAMINANTES.....	44

BLOQUE II: PARTE ESPECÍFICA

5. ANÁLISIS DE LOS SISTEMAS DE DESULFURACIÓN DE GASES DE COMBUSTIÓN HÚMEDA.....	46
5.1. ÓXIDOS DE AZUFRE.....	46
5.2. SISTEMAS DE DESULFURACIÓN POR VÍA HÚMEDA.....	48
5.2.1. INTRODUCCIÓN.....	48
5.2.2. SISTEMA DE MANEJO DE CALIZA.....	50
5.2.3. SISTEMA DE MOLIENDA DE CALIZA.....	59
5.2.4. SISTEMA DE ALIMENTACIÓN DE LECHADA DE CALIZA.....	63
5.2.5. SISTEMA DE GASES DE COMBUSTIÓN.....	63

5.2.6. SISTEMA DE ABSORCIÓN.....	74
5.2.7. SISTEMA DE RECIRCULACIÓN DE LA ABSORCIÓN.....	84
5.2.8. SISTEMA DE AIRE DE OXIDACIÓN.....	87
5.2.9. SISTEMA DE AGUA DE FILTRADO.....	90
5.2.10. SISTEMA DE SECADO DE YESO.....	97
5.2.11. SISTEMA DE MANEJO DE YESO.....	105
5.2.12. SISTEMA DE AGUA DE PROCESO.....	108
5.2.13. SISTEMA DE DRENAJE.....	113
5.2.14. SISTEMA DE AGURA DE REFRIGERACIÓN.....	119
5.2.15. SISTEMA DE AIRE COMPRIMIDO.....	122
5.3. RESULTADOS OBTENIDOS EN EL PROCESO DE DESULFURACIÓN.....	124
5.4. OPTIMIZACIÓN DE LA PLANTA DE DESULFURACIÓN.....	127
5.4.1. DATOS ACTUALES DE LA PLANTA DE DESULFURACIÓN.....	127
5.4.2. SEPARADORES HÚMEDOS – CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO...	128
5.4.3. PRUEBAS EXPERIMENTALES.....	131
5.4.4. RESULTADOS OBTENIDOS EN LAS PRUEBAS.....	138
5.4.5. CONSUMOS Y RENDIMIENTOS.....	140
5.4.6. MODIFICACIONES A REALIZAR EN LA PLANTA DE DESULFURACIÓN.....	143
5.4.7. ESTUDIO ECONÓMICO.....	150
5.4.7.1. Presupuesto.....	150
5.4.7.2. Presupuesto total.....	151
5.4.7.3. Estudio de viabilidad económica.....	151
6. ANÁLISIS DE LA EFICIENCIA DEL PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO....	153
6.1. PARTÍCULAS EN SUSPENSIÓN (PM ₁₀).....	153
6.2. PRECIPITADORES ELECTROSTÁTICOS.....	154
6.2.1. INTRODUCCIÓN.....	155
6.2.2. FUNDAMENTOS DEL PROCESO.....	155
6.2.3. DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO.....	158
6.3. RESULTADOS OBTENIDOS EN EL PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO.....	160
6.4. ESTUDIO ECONÓMICO.....	162
6.4.1. PRESUPUESTO TOTAL.....	162

6.4.2. ESTUDIO DE VIABILIDAD ECONÓMICA.....	162
7. ANÁLISIS DEL SISTEMA DE REDUCCIÓN DE NO _x	163
7.1. GAS CONTAMINANTE NO _x	163
7.1.1. CARACTERÍSTICAS DEL NO _x	163
7.1.2. ORIGEN DEL NO _x	164
7.1.3. EMISIÓN DE NO _x	166
7.2. SITUACIÓN DE LA INSTALACIÓN ANTES DE LA REFORMA.....	168
7.2.1. MODO DE OPERACIÓN Y VALORES DE LA CALDERA.....	168
7.2.2. CARACTERÍSTICAS DE LOS COMBUSTIBLES UTILIZADOS EN LA CALDERA.....	171
7.2.3. MEDIDAS A ADOPTAR.....	173
7.3. TECNOLOGÍA PARA LA REDUCCIÓN DE NO _x	173
7.3.1. REDUCCIÓN DE LA PRESENCIA DE OXÍGENO.....	174
7.3.2. DESCENSO DE LA TEMPERATURA MEDIA EN EL HOGAR.....	174
7.3.3. CREACIÓN DE ZONAS DE REDUCCIÓN.....	175
7.4. ADAPTACIONES.....	175
7.4.1. REFORMA DE QUEMADORES.....	175
7.4.1.1. Quemadores WSD.....	175
7.4.1.2. Reforma de quemadores.....	179
7.4.1.3. Quemadores DS.....	185
7.4.1.4. Comparación entre quemadores.....	188
7.4.2. SISTEMA DE AIRE DE COMBUSTIÓN (OFA).....	189
7.4.2.1. Cálculo CDF de las Toberas OFA.....	191
7.4.2.2. Elementos del Aire de Sobrecombustión.....	196
7.4.3. SISTEMA DE MEZCLA.....	197
7.4.4. OTRAS ADAPTACIONES.....	198
7.5. PRUEBAS.....	199
7.5.1. CÁLCULOS PREVIOS.....	199
7.5.1.1. Quemadores.....	199
7.5.1.2. Aire de Sobrecombustión (OFA).....	201
7.5.2. DESARROLLO DE LAS PRUEBAS.....	203
7.6. RESULTADOS.....	204
7.7. ESTUDIO ECONÓMICO.....	204

7.7.1. PRESUPUESTO.....	204
7.7.2. PRESUPUESTO TOTAL.....	205
7.7.3. ESTUDIO DE VIABILIDAD ECONÓMICA.....	205
8. CONCLUSIONES.....	206
Lista de referencias.....	209

PLANOS

Plano 1. Esquema general de funcionamiento de la Planta de Desulfuración

Plano 2. Estructura del quemador antiguo

Plano 3. Integración de quemadores antiguos en la caldera

Plano 4. Estructura del quemador nuevo

Plano 5. Tobera de inyección de aire

Plano 6. Instalación del aire OFA en la caldera

Plano 7. Instalación del OFA

ÍNDICE DE FIGURAS

ÍNDICE DE FIGURAS

BLOQUE II: PARTE GENERAL

CAPÍTULO 1: OBJETO DEL TRABAJO

Figura 1.1. Central térmica de carbón.....	1
--	---

CAPÍTULO 2: INTRODUCCIÓN

Figura 2.1. Emisión de gases contaminantes a la atmósfera.....	2
Figura 2.2. Clasificación de contaminantes primarios y contaminantes secundarios.....	4

CAPÍTULO 3: COMBUSTIÓN DEL CARBÓN. CENTRALES TÉRMICAS

Figura 3.1. Proceso de formación del carbón.....	9
Figura 3.2. Tipos de carbón.....	10
Figura 3.3. Esquema general de funcionamiento de una central térmica de carbón.....	12
Figura 3.4. Esquema de una turbina de vapor.....	13
Figura 3.5. Cobertura de la demanda de energía eléctrica en España (Año 2013).....	15
Figura 3.6. Esquema de una central de gasificación integrada en ciclo combinado.....	17
Figura 3.7. Esquema de una central de combustión de lecho fluido.....	18
Figura 3.8. Esquema de una central térmica de ciclo combinado.....	18
Figura 3.9. Esquema de producción integrada con cogeneración.....	19
Figura 3.10. Diagrama de proceso simplificado de una planta de desulfuración de gases por vía húmeda.....	24
Figura 3.11. Diagrama de una planta SCR incorporado.....	27
Figura 3.12. Esquema de reducción catalítica no selectiva.....	28

Figura 3.13. Esquema de actuación de un precipitador electrostático.....	29
Figura 3.14. Esquema de un filtro de mangas.....	30
Figura 3.15. Métodos de captura y secuestro de CO₂.....	31

CAPÍTULO 4: NORMATIVA

BLOQUE II: PARTE ESPECÍFICA

CAPÍTULO 5: ANÁLISIS DE LOS SISTEMAS DE DESULFURACIÓN DE GASES DE COMBUSTIÓN POR VÍA HÚMEDA

Figura 5.1. Molécula de dióxido de azufre.....	46
Figura 5.2. Esquema de entrada y salida de gases en el absorbedor.....	50
Figura 5.3. Cobertizo para la descarga de camiones de caliza.....	51
Figura 5.4. Tolvas provistas de Alimentadores Vibrantes y descarga de caliza en las Cintas Transportadoras de Caliza.....	52
Figura 5.5. Sistemas de muestreo sobre las Cintas de Descarga de Caliza.....	53
Figura 5.6. Molinos de Martillos.....	53
Figura 5.7. Elevadores de Cangilones.....	54
Figura 5.8. Detalle de cangilón en el Elevador de Cangilones.....	54
Figura 5.9.A. Cinta Transportadora de Almacenamiento de Caliza.....	55
Figura 5.9.B. Cinta Transportadora de Almacenamiento de Caliza (Reversible).....	55
Figura 5.10. Silos de Almacenamiento de Caliza.....	56
Figura 5.11. Cintas Transportadoras de Dosificación.....	56
Figura 5.12. Equipos de filtrado/captación de polvo.....	57
Figura 5.13. Filtro de Mangas.....	58
Figura 5.14. Molino de Bolas.....	60
Figura 5.15. Bombas de Molienda de Caliza.....	61

Figura 5.16. Hidrociclones de Caliza.....	61
Figura 5.17. Tanque de Almacenamiento de Lechada de Caliza.....	64
Figura 5.18. Conductos de gases.....	66
Figura 5.19. Calentadores Gas - Gas (GGH).....	67
Figura 5.20. Ventilador de Barrido del GGH.....	68
Figura 5.21. Ventilador de Refuerzo (BUF).....	69
Figura 5.22. Detalle del montaje de los conductos de gases de combustión.....	71
Figura 5.23. Parte superior del Absorbedor de gases de combustión....	77
Figura 5.24. Entrada de lechada de caliza en el Absorbedor.....	77
Figura 5.25. Purga de yeso en la parte inferior del Absorbedor.....	78
Figura 5.26. Eliminador de Gotas.....	79
Figura 5.27. Boca de hombre en el Absorbedor.....	84
Figura 5.28. Bomba de Recirculación del Absorbedor.....	85
Figura 5.29. Soplante de Aire de Oxidación.....	88
Figura 5.30. Tanque de Retorno de Filtrado.....	91
Figura 5.31. Bombas de Retorno de Filtrado.....	92
Figura 5.32. Tanque de Rebose de Hidrociclones.....	93
Figura 5.33. Bombas del Tanque de Distribución.....	94
Figura 5.34. Tanque de Distribución.....	96
Figura 5.35. Hidrociclón de Agua Residual.....	97
Figura 5.36. Bombas de Purgas de Yeso.....	98
Figura 5.37. Tanque de Alimentación Filtros Banda.....	99
Figura 5.38. Hidrociclón de Yeso.....	99
Figura 5.39. Filtros de Banda de Vacío.....	100
Figura 5.40. Bombas de Vacío.....	100
Figura 5.41. Bombas de Lavado de Tela.....	101
Figura 5.42. Tanque de Lavado de Tela.....	101
Figura 5.43. Cintas Transportadoras de Yeso.....	106
Figura 5.44. Edificio de Almacenamiento de Yeso.....	106
Figura 5.45. Ejemplo de tamaños de partículas de yeso.....	107
Figura 5.46. Bombas de Agua Bruta.....	109

Figura 5.47. Tanque de Agua de Proceso.....	110
Figura 5.48. Bombas de Agua de Proceso.....	111
Figura 5.49. Bomba de Agua de Emergencia al Absorbedor.....	112
Figura 5.50. Tanque de Emergencia.....	115
Figura 5.51. Agitador del Pozo de Drenaje del Absorbedor.....	115
Figura 5.52. Agitador del Pozo de Drenaje del Área de Secado de Yeso.....	117
Figura 5.53. Agitador del Pozo de Drenaje del Área de Caliza.....	118
Figura 5.54. Bombas de Agua de Refrigeración.....	120
Figura 5.55. Compresores y Prefiltros.....	122
Figura 5.56. Gráfico del control automático de parámetros del proceso de desulfuración.....	131
Figura 5.57. Gráfico de la prueba N°9.....	138
Figura 5.58. Rendimiento del proceso de desulfuración en función de la concentración de SO₂ a la entrada.....	140
Figura 5.59. Eficiencia del proceso en función del caudal de gases de combustión.....	141
Figura 5.60. Consumo de caliza en el proceso.....	141
Figura 5.61. Consumo de energía en la molienda.....	142
Figura 5.62. Producción de yeso.....	142
Figura 5.63. Consumo de agua en la Planta.....	143
Figura 5.64. Sistemas de Caliza, Molienda y Alimentación de Lechada de Caliza.....	144
Figura 5.65. Ubicación de la 5ª Bomba de Recirculación.....	146
Figura 5.66. Ubicación de la nueva Bomba de Agua de Recirculación.....	149
Figura 5.67. Zona de obras para la ampliación de la nave de Bombas de Recirculación.....	150

CAPÍTULO 6: ANÁLISIS DE LA EFICIENCIA DEL PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO

Figura 6.1. Imagen microscópica de una partícula en suspensión.....	153
Figura 6.2. Emisión de partículas a la atmósfera en una planta industrial.....	153
Figura 6.3. Principio de funcionamiento de un precipitador electrostático.....	156
Figura 6.4.a. Generación de corona.....	156
Figura 6.4.b. Multiplicación de avalancha.....	156
Figura 6.5. Tolva de recogida de partículas.....	157
Figura 6.6. Esquema del precipitador electrostático.....	158
Figura 6.7. Recolección de polvo y niveles de voltaje y corriente.....	160
Figura 6.8. Gráfico en tiempo real de la emisión de partículas.....	161

CAPÍTULO 7: ANÁLISIS DEL SISTEMA DE REDUCCIÓN DE NO_x

Figura 7.1. Molécula de dióxido de nitrógeno.....	163
Figura 7.2. Niveles de emisión de NO _x para diferentes temperaturas.....	166
Figura 7.3. Quemador WSD.....	176
Figura 7.4. Velocidad de la llama (m/s) en diferentes puntos.....	177
Figura 7.5. Temperatura de combustión (°C) en el área del quemador.....	177
Figura 7.6. Concentración de partículas (Kg/m ³) a la salida del quemador.....	178
Figura 7.7. Concentración de NO ₂ en las áreas de combustión.....	178
Figura 7.8. Reforma de quemadores (I).....	181
Figura 7.9. Reforma de quemadores (II).....	182
Figura 7.10. Reforma de quemadores (III).....	182
Figura 7.11. Reforma de quemadores (IV).....	183
Figura 7.12. Reforma de quemadores (V).....	183

Figura 7.13. Reforma de quemadores (VI).....	184
Figura 7.14. Estructura del nuevo quemador.....	184
Figura 7.15. Quemadores DS.....	185
Figura 7.16. Detalle de combustión en un Quemador DS.....	186
Figura 7.17. Velocidad del carbón (m/s) a la salida del quemador.....	187
Figura 7.18. Temperatura de combustión (°C) con el Quemador DS... 	188
Figura 7.19. Concentración de NO₂ en las áreas de combustión del Quemador DS.....	188
Figura 7.20. Gráfico comparativo de quemadores.....	189
Figura 7.21. Reforme en los tubos de la caldera.....	190
Figura 7.22. Conductos de aire OFA.....	191
Figura 7.23. Velocidad de los gases en la sección transversal de la cámara de combustión.....	193
Figura 7.24. Distribución de temperatura en la sección transversal de la cámara de combustión.....	194
Figura 7.25. Distribución de O₂ en la sección de la cámara de combustión.....	194
Figura 7.26. Detalle de la colocación de toberas en la caldera.....	195
Figura 7.27. Conductos que salen de la caldera hacia la unidad de mezcla.....	198
Figura 7.28. Punto de mezcla.....	198
Figura 7.29. Velocidad (m/s) de los Quemadores DS.....	199
Figura 7.30. Caudales máxicos en función de la posición de las compuertas de mando.....	200
Figura 7.31. Distribución de las velocidades en función de la posición de las compuertas de mando.....	200
Figura 7.32. Caudal máxico por cada una de las 4 toberas de aire terciario en función de la posición de la compuerta de estrangulación.....	202
Figura 7.33. Caudal de aire de sobrecombustión (Kg/s) en función de la capacidad de la caldera.....	202

Figura 7.34. Evolución de las emisiones de NOx (sin corregir por O₂).....203

CAPÍTULO 8: CONCLUSIONES

ÍNDICE DE TABLAS

ÍNDICE DE TABLAS

BLOQUE I: PARTE GENERAL

CAPÍTULO 1: OBJETO DEL TRABAJO

CAPÍTULO 2: INTRODUCCIÓN

CAPÍTULO 3: COMBUSTIÓN DEL CARBÓN. CENTRALES TÉRMICAS

Tabla 3.1. Reservas de carbón a nivel mundial (año 2003).....	10
Tabla 3.2. Reservas de carbón en España (año 1992).....	11
Tabla 3.3. Cuencas carboníferas en España.....	11

CAPÍTULO 4: NORMATIVA

Tabla 4.1. Techos de emisión de SO ₂ fijados por la Directiva Comunitaria.....	34
Tabla 4.2. Datos correspondientes a la central térmica (año 2000).....	35
Tabla 4.3. Emisiones de la instalación en el año 2001.....	35
Tabla 4.4. Contribución de la central térmica a los objetivos de emisión.....	37
Tabla 4.5. Valores límite de SO ₂ , NO _x y partículas para la central térmica.....	37
Tabla 4.6. Valores límite de SO ₂ impuestos por la Directiva 2010/75/UE.....	43
Tabla 4.7. Valores límite de NO _x impuestos por la Directiva 2010/75/UE.....	44
Tabla 4.8. Valores límite de partículas impuestas por la Directiva 2010/75/UE.....	44
Tabla 4.9. Comparación entre Directiva GIC y Directiva DEI.....	45

BLOQUE II: PARTE ESPECÍFICA

CAPÍTULO 5: ANÁLISIS DE LOS SISTEMAS DE DESULFURACIÓN DE GASES DE COMBUSTIÓN POR VÍA HÚMEDA

Tabla 5.1. Características de la lechada de caliza.....	62
Tabla 5.2. Condiciones máximas de operación de la Planta de Desulfuración.....	64
Tabla 5.3. Otros criterios de diseño de la Planta de Desulfuración.....	65
Tabla 5.4. Características de los gases de combustión.....	72
Tabla 5.5. Especificación de los gases de combustión sin tratar a la entrada del Absorbedor.....	82
Tabla 5.6. Especificación de los gases de combustión tratados.....	82
Tabla 5.7. Especificación de diseño del medio y del Tanque del Absorbedor.....	82
Tabla 5.8. Condiciones de diseño de la Planta de Desulfuración.....	89
Tabla 5.9. Condiciones de operación de la Soplante de Aire de Oxidación.....	90
Tabla 5.10. Condiciones generales de diseño del Sistema de Agua de Filtrado.....	94
Tabla 5.11. Propiedades del agua de filtrado.....	95
Tabla 5.12. Propiedades del Tanque de Distribución.....	95
Tabla 5.13. Propiedades del agua residual.....	95
Tabla 5.14. Condiciones de diseño del Sistema de Deshidratación de Yeso.....	102
Tabla 5.15. Criterios de diseño para los equipos de lechada de yeso...	102
Tabla 5.16. Especificación de las características del agua de proceso.	103
Tabla 5.17. Calidad del yeso como producto.....	103
Tabla 5.18. Características del yeso como producto final.....	104
Tabla 5.19. Composición del yeso producido.....	108
Tabla 5.20. Características del gas sin tratar.....	112
Tabla 5.21. Características del agua de proceso.....	113

Tabla 5.22. Criterios de diseño del Sistema de Drenaje.....	118
Tabla 5.23. Criterios de diseño del Sistema de Agua de Refrigeración.....	121
Tabla 5.24. Características del agua suministrada.....	121
Tabla 5.25. Condiciones de diseño de las Bombas de Agua de Refrigeración.....	121
Tabla 5.26. Condiciones de diseño y operación del Sistema de Aire Comprimido.....	123
Tabla 5.27. Características del carbón mineral.....	124
Tabla 5.28. Características de la piedra caliza del proceso de desulfuración.....	124
Tabla 5.29. Valores de medición de SO ₂	125

CAPÍTULO 6: ANÁLISIS DE LA EFICIENCIA DEL PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO

Tabla 6.1. Eficacia del precipitador electrostático.....	155
Tabla 6.2. Valores de emisión de partículas a la atmósfera (año 2006).....	160
Tabla 6.3. Valores de emisión de partículas a la atmósfera (año 2014).....	161
Tabla 6.4. Composición de la mezcla de carbón.....	172

CAPÍTULO 7: ANÁLISIS DEL SISTEMA DE REDUCCIÓN DE NO_x

Tabla 7.1. Distribución de aire en los distintos conductos.....	199
---	-----

CAPÍTULO 8: CONCLUSIONES

MEMORIA

BLOQUE I: PARTE GENERAL

BLOQUE I: PARTE GENERAL

1. OBJETIVO DEL TRABAJO

El presente Trabajo Fin de Máster tiene como objetivo el estudio del grado de cumplimiento de la Normativa Legal Vigente en materia de medio ambiente de una Central Térmica de Carbón en la provincia de León que actualmente está en operación. El estudio se ha realizado sobre un grupo de 350 MW en el cual se han implantado diferentes tecnologías para la reducción de la emisión de partículas y gases contaminantes.



Figura 1.1. Central térmica de carbón.

En el primer bloque se realiza una introducción en la que se analizan los problemas medioambientales derivados de la combustión del carbón y se estudian las diferentes tecnologías que actualmente existen para reducir los contaminantes generados por los combustibles fósiles. Posteriormente se estudia la Normativa Medioambiental que afecta a las centrales térmicas de carbón.

En el segundo bloque, se analizan los sistemas implantados para la reducción de la emisión de gases contaminantes (SO_x , NO_x y partículas) en la central térmica objeto de este estudio y se evalúa el grado de eficacia de dichas tecnologías para dar cumplimiento a la citada Normativa.

Finalmente se extraen las conclusiones de este Trabajo Fin de Máster.

2. INTRODUCCIÓN

2.1. CONTAMINACIÓN ATMOSFÉRICA

Se entiende por **contaminación atmosférica** la presencia en el aire (tanto en el que respiramos como en el de las capas superiores) de sustancias y formas de energía que alteran la calidad del mismo, provocando daños o graves molestias para la vida y/o para las personas.

Los focos industriales emiten productos contaminantes a la atmósfera, cuyas características dependen de las materias primas empleadas, de las calidades de los combustibles, del tipo de proceso y de la tecnología utilizada. Los principales focos industriales de emisión de contaminantes a la atmósfera son las chimeneas de las instalaciones de combustión para la generación de energía eléctrica y calor industrial, y de los procesos industriales propiamente dichos.

Las principales industrias contaminantes son las centrales de producción de energía eléctrica, plantas petroquímicas e industrias del papel y alimentarias. También lo son la metalurgia no férrea, la siderurgia y las industrias químicas tanto orgánicas como inorgánicas.

Los principales contaminantes emitidos a la atmósfera son: óxidos de azufre, óxidos de nitrógeno y carbono, partículas, hidrocarburos, metales traza y compuestos de flúor y cloro.

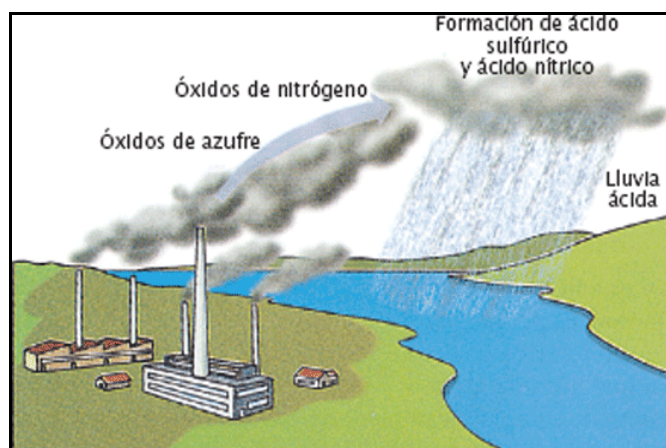


Figura 2.1. Emisión de gases contaminantes a la atmósfera.

Las centrales termoeléctricas ocupan un lugar preponderante como fuentes de contaminación atmosférica de origen industrial, tanto por el volumen como por la variedad

de los contaminantes que emiten. En España este sector contribuye al 73% de las emisiones nacionales de SO₂, al 68'5 % de las de NO_x y al 31 % de las partículas.

Tradicionalmente, la protección del medio ambiente se ha basado en la adopción de medidas correctoras cuando se había producido el daño el daño. Hoy en día, se adoptan medidas preventivas que se anticipen en lo posible a la aparición del problema.

A continuación se exponen las medidas preventivas y correctivas que generalmente se llevan a cabo para la protección del medio ambiente:

ACCIONES PREVENTIVAS

Algunas medidas de carácter preventivo son por ejemplo la utilización de tecnologías de baja emisión de residuos, las evaluaciones de impacto ambiental y una planificación más eficiente del uso de la energía.

Las evaluaciones del impacto ambiental tienen como objetivo prevenir y prever las alteraciones que van a producir la realización de determinadas acciones, planes y proyectos sobre el medio ambiente, con el fin de adoptar las medidas correctoras adecuadas que reduzcan los impactos antes de que éstos se produzcan.

Las tecnologías de baja y nula emisión de residuos se fundamentan en el desarrollo de procesos para tratar de evitar la contaminación desde su mismo origen.

ACCIONES CORRECTIVAS

Cuando las medidas preventivas no se pueden realizar o su aplicación no es posible desde el punto de vista económico se recurre (para limitar la descarga de contaminantes a la atmósfera) a acciones de tipo correctivo que se clasifican en dos tipos:

- Concentrar y retener los contaminantes con equipos adecuados de depuración que producen residuos líquidos o sólidos que contaminarán el agua y los suelos si no se planifica un tratamiento adecuado de estos residuos y, además, con el inconveniente de que estos equipos depuradores consumen energía y recursos naturales.
- Dispersar los contaminantes por medio de chimeneas suficientemente altas con el fin de que la dilución evite concentraciones elevadas a nivel del suelo. La ventaja de este

procedimiento es que atenúa los problemas de contaminación desde el punto de vista local. Su inconveniente es que puede producir problemas en lugares alejados de las fuentes de emisión (lluvias ácidas).

Generalmente y con el fin de conseguir grados de protección ambiental adecuados a costes razonables, el sistema de depuración suele ser una combinación de tales medidas. En cualquier caso, a la hora de abordar el problema de control de los contaminantes a la atmósfera es necesario tener en cuenta principalmente dos aspectos principales: los condicionamientos ambientales y las consideraciones económicas.

Los efluentes industriales de carácter atmosférico suelen contener, por lo general, una mezcla de sustancias sólidas, líquidas y gaseosas. Este hecho se ha de tener en cuenta en el momento de diseño del sistema de depuración, el cual debe estructurarse a partir de una secuencia lógica de separación de estos tres tipos de efluentes. [1]

2.2. TIPOS DE CONTAMINANTES

Los contaminantes se pueden clasificar en sustancias químicas y en formas de energía. Dentro de las formas de energía se encuentran las radiaciones ionizantes y el ruido, con gran importancia en procesos de degradación ambiental. Pero los principales contaminantes son las sustancias químicas que se dividen en contaminantes primarios y contaminantes secundarios.

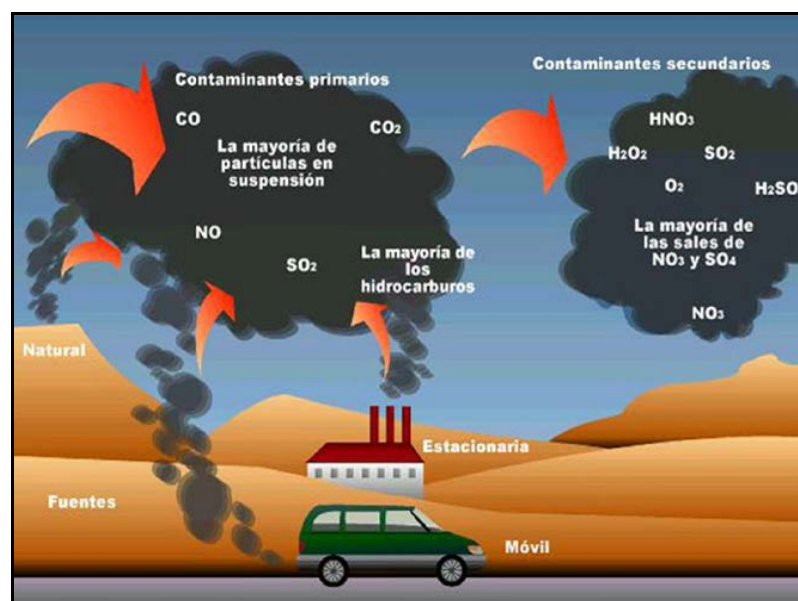


Figura 2.2. Clasificación de contaminantes primarios y contaminantes secundarios.

- **Contaminantes primarios:** Son aquellas sustancias que vertidas de forma directa a la atmósfera desde los focos contaminantes. Son de naturaleza y composición química muy variada. Se pueden agrupar por su estado físico (sólidos, líquidos, gases) o por su elemento químico común (compuestos de azufre, de nitrógeno, de cloro, etc.). Existe una larga lista de contaminantes potenciales y reales. Los principales contaminantes químicos: dióxido de carbono (CO_2), monóxido de carbono (CO), metano (CH_4), clorofluorocarbonos (CFCs), etc.
- **Contaminantes secundarios:** Son los que no se vierten directamente a la atmósfera. Se producen como consecuencia de las transformaciones y reacciones químicas y fotoquímicas (cuando interviene la luz) que sufren los contaminantes primarios. Los principales problemas que generan los estos contaminantes son la acidificación del medio, la contaminación fotoquímica, y la disminución del espesor de la capa de ozono. La contaminación fotoquímica es consecuencia de la oxidación de compuestos (estos compuestos son "corrosivos"). Los óxidos de azufre y de nitrógeno se transforman en ácidos (como por ejemplo el ácido sulfúrico), que por las lluvias precipitan sobre la superficie de la Tierra, provocando graves daños seres humanos, animales y plantas. Las sustancias como los CFCs, el dióxido de carbono y el metano (entre otros también importantes aunque con menos publicidad en la polémica del ozono), son los que se encargan de neutralizar el ozono (O_3) provocando la disminución de la protección contra los rayos ultravioletas del Sol, que no pueden ser absorbidos y llegan hasta la vida en la Tierra.

La mayoría de los productos contaminantes que genera el hombre existen de forma natural y son producidos por incendios forestales, volcanes y descomposición de la materia orgánica en el suelo y en las masas de agua (principalmente océanos). Esto hace ver que el problema de la contaminación no es solamente por el tipo de sustancias que se vierten al medio ambiente de una u otra forma, sino de la cantidad de estos vertidos. A la hora de estudiar las sustancias contaminantes se han de tener en cuenta de forma conjunta la naturaleza y la cantidad de dichas sustancias. Los orígenes de las emisiones contaminantes antropogénicas son principalmente: procesos de combustión en calefacciones domésticas, calderas y todo tipo de industrias y vehículos.

Los efectos producidos por la contaminación atmosférica dependen de la naturaleza de los contaminantes, concentración y tiempo de exposición a ellos. Estos factores no dependen

tanto de las emisiones como de factores climáticos que facilitan o dificultan su dispersión, los trasladan de un lugar a otro, etc.

Los efectos sobre la salud humana son difícilmente cuantificables, pero está probada la relación con problemas respiratorios leves y graves. También son innumerables las malas influencias que suponen para los órganos y sistemas del cuerpo humano la acumulación de sustancias nocivas al estar expuestas a ellas de forma continua.

Los efectos sobre las plantas son muy variados según el tipo de planta. Normalmente se toman en poca consideración los daños sobre las plantas, porque no son visibles sin un estudio exhaustivo, pero a medio plazo pueden mermar considerablemente la calidad de vida vegetal de una zona, y por tanto, del ser humano.

Además de estos efectos, la contaminación atmosférica provoca lluvias ácidas. Los ácidos que han sido emitidos y otros que se han formado por reacciones de sustancias entre sí o con el sol, caen sobre la superficie terrestre con la lluvia, dañando gravemente masas forestales, animales, y una vez más, al hombre. El clima también se ve alterado. Este efecto se conoce como efecto invernadero. Su origen está muy discutido, pero las situaciones climáticas se ven distorsionadas por la contaminación.

Otra alteración visible es la de los materiales, presente en los edificios y monumentos artísticos más antiguos, ennegreciéndolos y corroyéndolos.

Por lo expuesto anteriormente, se puede decir que el gran consumo de energía característico de la sociedad moderna industrializada es la causa principal de la contaminación atmosférica. Así pues, la extensión de la contaminación del aire y su impacto en el entorno dependerán principalmente de:

- 1) Las tendencias generales de la situación de abastecimiento de energía a escala mundial.
- 2) Las medidas, nacionales o internacionales, que sean tomadas para proteger dicho ambiente.

3. COMBUSTIÓN DEL CARBÓN. CENTRALES TÉRMICAS

3.1. EL CARBÓN

3.1.1. INTRODUCCIÓN

El carbón es un mineral que ha contribuido, con su potencial energético y como materia prima en la fabricación del acero, a la industrialización mundial desde los tiempos de la Revolución Industrial, en el siglo XVIII, hasta la actualidad. En el futuro, si se aplican las oportunas tecnologías ecológicas de combustión, se deberá seguir contando con su gran disponibilidad y riqueza energética.

El carbón, de tipo mineral, es una roca sedimentaria originada por la acumulación, enterramiento y transformación con enriquecimiento en carbono de restos de materia vegetal. Las principales acumulaciones proceden del período Carbonífero de la Era Primaria. Es de color pardo a negro, de aspecto mate y a veces brillante, ligero y de escasa dureza. Su composición y propiedades dependen de las condiciones fisicoquímicas en las que se produce la transformación. Los yacimientos de carbón se encuentran muy repartidos en la corteza terrestre a lo ancho de todo el mundo.

3.1.2. PROPIEDADES Y CARACTERÍSTICAS

Existen dos formas bastante simples y generalizadas de caracterización de los carbones, basadas en dos tipos de análisis:

- **Análisis Elemental:** Es el análisis que se realiza bajo el punto de vista químico y proporciona su composición elemental: carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, azufre y otras impurezas.
- **Análisis Inmediato:** Este análisis proporciona los siguientes datos del tipo de carbón en cuestión:
 - **Humedad:** Se trata del agua presente en los poros del carbón.

- **Materias volátiles:** Es la porción que se desprende en forma gaseosa al calentar el carbón a una temperatura normalizada.
- **Carbono fijo:** Es el componente sólido combustible que queda después de eliminar las materias volátiles.
- **Cenizas:** Es la materia incombustible residual que queda después de quemar el carbón completamente.
- **Poder calorífico.** Es el calor producido por la combustión de la unidad de masa. El poder calorífico superior (PCS) incluye el calor de combustión desprendido por todos los componentes del carbón. El poder calorífico inferior (PCI), es el PCS al que se le resta el calor de reacción producido por la combustión del hidrógeno (existente en el carbón) para formar agua.
El poder calorífico inferior es el que mejor representa las condiciones energéticas de un carbón y, por lo tanto, su valor como combustible.

3.1.3. CLASIFICACIÓN

El carbón se formó en épocas geológicas remotas, y sobre todo en el período carbonífero (que comenzó hace 360 millones de años), donde grandes extensiones del planeta estaban cubiertas por una vegetación abundantísima que crecía en pantanos. Muchas de estas plantas eran tipos de helechos, algunos de ellos tan grandes como árboles. Al morir las plantas quedaban sumergidas por el agua y se descomponían poco a poco. A medida que tenía lugar esa descomposición, la materia vegetal perdía átomos de oxígeno e hidrógeno, con lo que quedaba un depósito con un elevado porcentaje de carbono. Así se formaban las turberas.

Con el paso del tiempo, los lodos y otros sedimentos se fueron acumulando sobre estas turberas. La presión de las capas superiores junto con los movimientos de la corteza terrestre y, a veces el calor volcánico, comprimieron y endurecieron los depósitos formando los distintos tipos de carbones.

Según su grado de carbonificación creciente, se pueden distinguir los siguientes tipos generales de carbones:

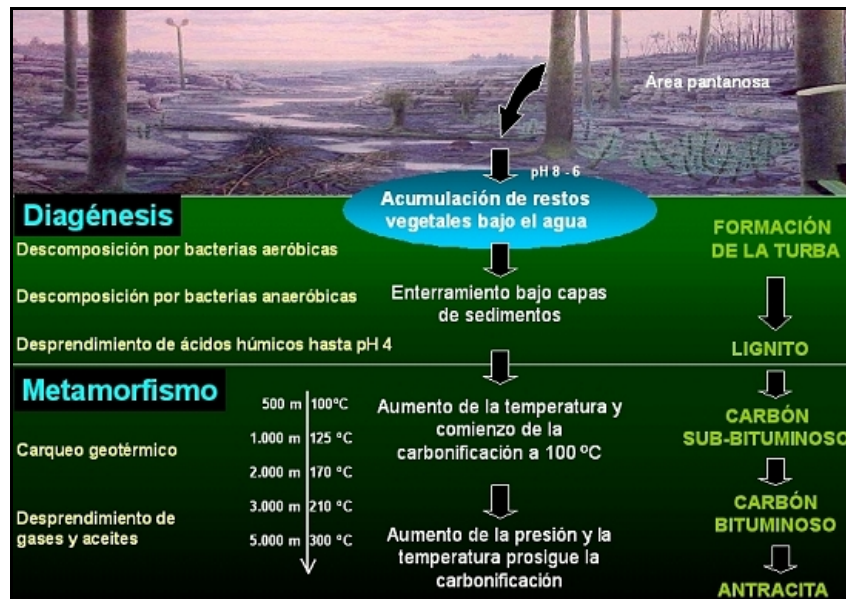


Figura 3.1. Proceso de formación del carbón.

- 1) **Turba:** Sustancia de color entre pardo y negro, originada por la transformación de la materia orgánica vegetal de las turberas, por efecto de factores como la temperatura y la humedad, cuando cesa la acción bacteriana, que puede contener hasta un 90% de agua que se reduce al 25% por secado al aire. Al avanzar el proceso de transformación, cambia su aspecto y aumenta la densidad, distinguiéndose la turba clara, parda, oscura y negra. Seca y exenta de materia orgánica, tiene una composición aproximada de 60% de carbono, 35% de oxígeno y 6 % de hidrógeno, y un poder calorífico entre 6 y 13 MJ/kg.
- 2) **Lignito:** Es un carbón de bajo rango de la serie lignohullera. Su composición media, libre de cenizas y humedad, es carbono entre el 65 y el 75%, hidrógeno entre el 5 y el 6%, y oxígeno entre el 20 y el 27%. El porcentaje de carbono crece con la madurez y disminuye el oxígeno y el hidrógeno. Recién extraído, su humedad puede llegar al 40 o 50 %, y seco al aire mantiene una humedad higroscópica del orden del 20%. Posee un alto contenido en materias volátiles y en azufre, a veces superiores al 50% y al 10%, respectivamente. El poder calorífico inferior sobre muestra seca al aire puede variar entre 8 y 18 MJ/kg. Su aspecto puede ser leñoso, terroso o compacto, y el color varía de pardo a negro brillante.
- 3) **Hulla:** Es un carbón bituminoso de la serie lignohullera. De color grisáceo, su composición porcentual es del 74 al 84% de carbono, del 11 al 21% de oxígeno, menos del 5% de hidrógeno, del 8 al 44% de materias volátiles, agua y cenizas el resto. Su poder calorífico varía de 22 a 35 MJ/kg.

- 4) **Antracita:** Es un carbón de alto rango, negro, duro y brillante, a veces con irisaciones, que se forma en la última fase de la carbogénesis. Contiene más del 90% de carbono y del 5 al 8% de materias volátiles. Arde con llama corta casi sin humo y su poder calorífico suele estar entre 23 y 38 MJ/kg.

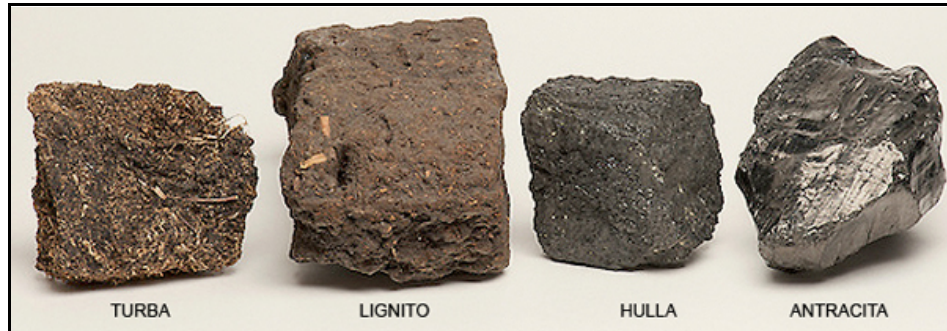


Figura 3.2. Tipos de carbón.

Como puede apreciarse, en función de su origen y de sus características químicas y físicas, existe una gran variedad de tipos de carbón. Son muchas las clasificaciones existentes: por su grado de carbonificación, por su contenido en materias volátiles, por la composición elemental del carbón, por sus componentes petrográficos macroscópicos y microscópicos, por su poder calorífico, etc.

3.1.4. RESERVAS

Las reservas explotables de carbón, al igual que las de cualquier mineral, deben considerarse como un concepto dinámico, cuyo volumen depende de los sistemas de evaluación disponibles en cada momento y de sus correspondientes niveles de precios de mercado. Puede definirse el término de reserva como el recurso geológico: técnica, económica, legal, social y medioambientalmente explotable.

Áreas económicas	Hulla y Antracita	Hulla Sub-bituminosa y Lignito	Total	% del Total	Vida media
Norteamérica	120.222	137.561	257.783	26,2%	247
Centroamérica y Sudamérica	7.738	14.014	21.752	2,2%	354
Europa y Eurasia	144.874	210.496	355.370	36,1%	300
África y Oriente Medio	56.881	196	57.077	5,8%	233
Ásia-Pacífico	189.347	103.124	292.471	29,7%	113
Total mundial	519.062	465.391	984.453	100,0%	192
Del cual, OCDE	211.084	234.686	445.770	45,3%	

Tabla 3.1. Reservas de carbón a nivel mundial (año 2003).

En España, la última actualización del Inventario de Recursos de Carbón fue realizada por el Ministerio de Industria y Energía en 1992, basada en el Inventario realizado por el Instituto Geológico y Minero de España en 1985, estimándose los recursos totales en 3.463,4 Mtec (tec: tonelada equivalente de carbón: 7.000 kcal/kg) de los que 2.810,8 Mtec correspondían a hulla y antracita, 546,2 a las hullas subbituminosas (lignito negro) y 106,4 al lignito pardo. Al no haber sido objeto de revisión desde 1992, cabría descontar de los recursos muy probables y probables las cantidades producidas en los años transcurridos.

La distribución de los recursos nacionales de carbón por cuencas es, según el citado Inventario, la indicada en el cuadro siguiente:

Cuencas	Muy probables y probables (Mt)	Posibles e hipotéticas (Mt)	Total (Mt)	Total (Mtec)
Hulla y antracita				
Asturias Occidental	13,6	42,0	55,6	47,3
Central Asturiana	272,9	576,7	849,6	722,5
Resto de Asturias	62,0	200,9	262,9	223,5
Villablino-El Bierzo (León)	179,5	832,5	1.012,0	860,2
Norte de León	94,5	234,9	329,4	280,0
Guardo-Barruelo (Palencia)	56,8	535,5	592,3	503,5
Suroccidental (Cr-Co-Se-Ba)	132,2	72,3	204,5	173,8
Total hulla y antracita	811,5	2.494,8	3.306,3	2.810,8
Hulla subbituminosa				
Teruel	265,0	542,7	907,7	408,5
Mequinenza (Lérida-Zaragoza)	17,7	106,0	123,7	55,7
Pirenaica (Barcelona)	34,8	104,8	139,6	62,8
Baleares	28,1	14,7	42,8	19,2
Total hulla subbituminosa	345,6	868,2	1.213,8	546,2
Lignito pardo				
Puentes y Meirama (A Coruña)	261,0	-	261,0	78,3
Padul (Granada)	93,7	-	93,7	28,1
Total lignito pardo	354,7	-	354,7	106,4
TOTAL NACIONAL (Mtec)				3.463,4

Tabla 3.2. Reservas de carbón en España (año 1992).

En el siguiente cuadro se reflejan las cuencas carboníferas españolas más importantes:

HULLA Y ANTRACITA	
Asturias	Cuenca Central Asturiana, Tineo, Rengos, Cangas, Tormaleo y Camocha.
León	Cerredo-Villablino, Ciñera-Matallana, Fabero y Torre del Bierzo.
Palencia	Guardo y Barruelo.
Ciudad Real	Puertollano.
Córdoba	Guadiato.
LIGNITO NEGRO	
Teruel	Andorra, Gargallo y Esteruel.
Zaragoza	Mequinenza.
LIGNITO PARDO	
A Coruña	Puentes de García Rodríguez y Meirama.

Tabla 3.3. Cuencas carboníferas en España. [2]

3.2. CENTRALES TÉRMICAS DE CARBÓN

3.2.1. ESQUEMA GENERAL DE FUNCIONAMIENTO

En líneas generales, el funcionamiento de una central térmica de carbón se representa en el siguiente esquema:

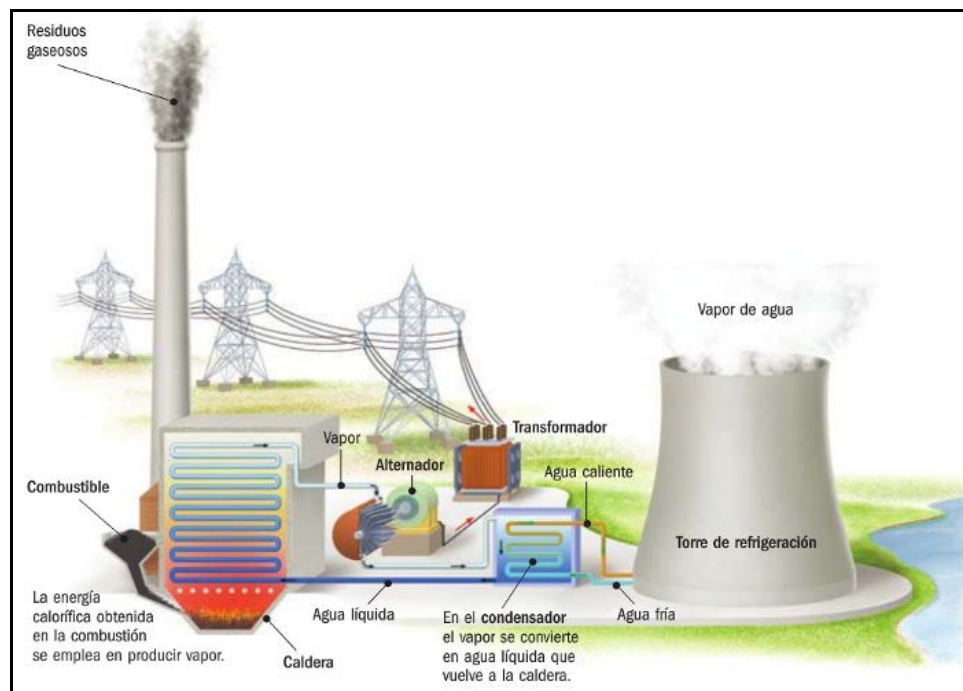


Figura 3.3. Esquema general de funcionamiento de una central térmica de carbón.

El funcionamiento de todas las centrales térmicas, o termoeléctricas, es semejante. Para el caso de una central térmica de carbón, éste se almacena en parques o depósitos adyacentes, desde donde se suministra a la central, pasando a la caldera.

Una vez en la caldera, los quemadores provocan la combustión del carbón generando energía calorífica. Ésta convierte a su vez, en vapor a alta temperatura el agua que circula por una extensa red formada por miles de tubos que constituyen las paredes de la caldera.

Este vapor entra a gran presión en la turbina de la central, la cual consta de tres cuerpos (de alta, media y baja presión, respectivamente) unidos por un mismo eje.

En el primer cuerpo (alta presión) hay centenares de álabes o paletas de pequeño tamaño. El cuerpo a media presión posee asimismo centenares de álabes pero de mayor tamaño que los anteriores. El de baja presión, por último, tiene álabes aún más grandes que los precedentes.

El objetivo de esta triple disposición es aprovechar al máximo la fuerza del vapor, ya que éste va perdiendo presión progresivamente, por lo cual los álabes de la turbina se hacen de mayor tamaño cuando se pasa de un cuerpo a otro de la misma. Hay que advertir, por otro lado, que este vapor, antes de entrar en la turbina, ha de ser cuidadosamente deshumidificado. En caso contrario, las pequeñísimas gotas de agua en suspensión que transportaría serían lanzadas a gran velocidad contra los álabes, actuando como si fueran proyectiles y erosionando las paletas hasta dejarlas inservibles.

El vapor de agua a presión, por lo tanto, hace girar los álabes de la turbina generando energía mecánica. A su vez, el eje que une a los tres cuerpos de la turbina (de alta, media y baja presión) hace girar al mismo tiempo a un alternador unido a ella, produciendo así energía eléctrica. Ésta es vertida a la red de transporte a alta tensión mediante la acción de un transformador.

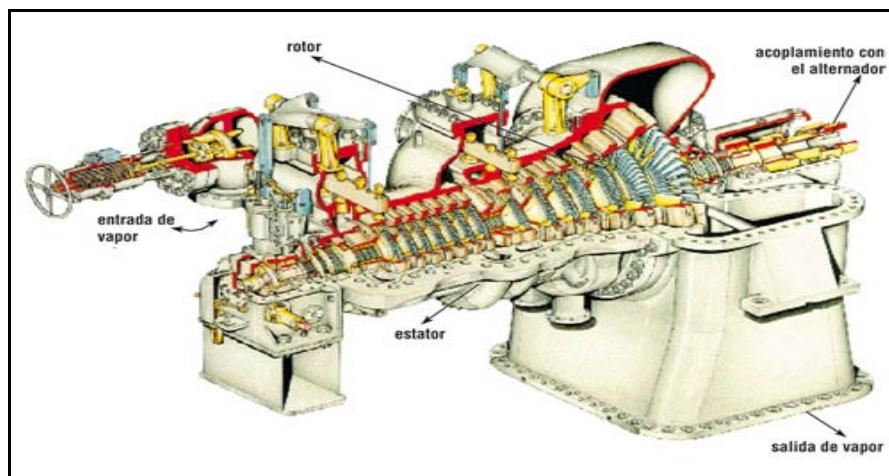


Figura 3.4. Esquema de una turbina de vapor.

Por su parte, el vapor (debilitada ya su presión) es enviado a unos condensadores. Allí es enfriado y convertido de nuevo en agua. Éste agua es conducida otra vez a los tubos que tapizan las paredes de la caldera, con lo cual el ciclo productivo puede volver a iniciarse.

Para minimizar los efectos de la combustión de carbón sobre el medio ambiente, la central posee una chimenea de gran altura (las hay de más de 300 metros), que dispersa los contaminantes en las capas altas de la atmósfera, y precipitadores (que retienen buena parte de los mismos en el interior de la propia central). [3]

3.2.2. PERSPECTIVAS ACTUALES EN LA GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA A PARTIR DE CARBÓN

La electricidad es una forma de energía totalmente limpia en su uso final que resulta hoy imprescindible en buena parte de las principales actividades humanas y constituye un motor esencial del desarrollo científico, técnico, económico y social [4].

La evolución de la demanda energética en el mundo continua creciendo, y se prevé crezca en las próximas décadas. Siendo el principal recurso energético los combustibles fósiles, las emisiones continuarán aumentando, con el consiguiente riesgo de cambio climático. Los indudables esfuerzos por desarrollar tecnologías de generación mediante energías renovables, no conseguirán suplir las tradicionales fuentes energéticas, pero sí contribuirán a mantener o reducir las emisiones de gases contaminantes y de efecto invernadero, ya que éstas dependen de las condiciones climáticas y, por tanto, solamente se pueden usar como fuente dispersa, apoyando la generación tradicional (térmica y nuclear).

El carbón seguirá siendo una pieza fundamental en la generación de electricidad, contando con la ventaja de su amplia disponibilidad y la baja fluctuación de sus precios, gracias a la estabilidad de su comercio internacional. Además es un recurso disponible en nuestro país y en Europa, lo que permite disminuir la dependencia de las importaciones energéticas de terceros países. [5]

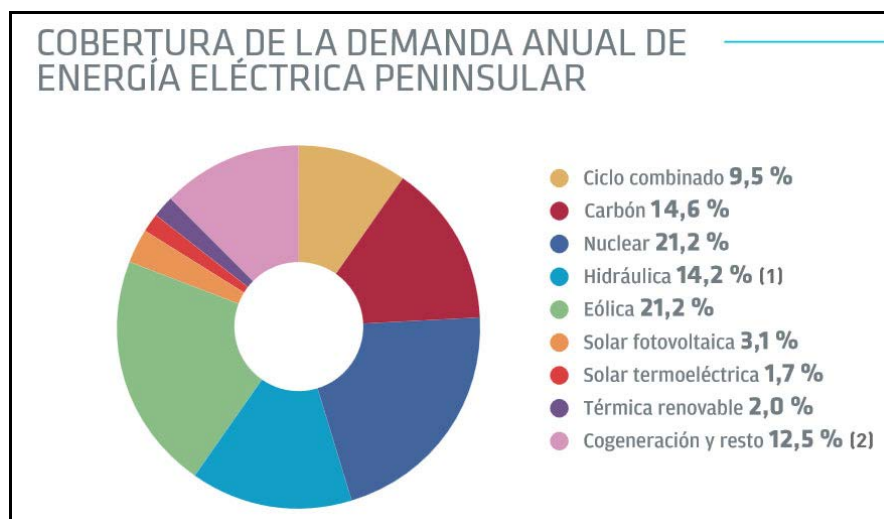


Figura 2.16. Cobertura de la demanda de energía eléctrica en España (Año 2013).

Según el avance del informe de 2012 de Red Eléctrica Española (REE), durante el presente año las centrales de carbón de la península produjeron 55.639 GWh, lo que supone

exactamente un 27,9% más que el pasado año. Con respecto a la cobertura de la demanda eléctrica en España, la energía nuclear se ha mantenido en el primer lugar al cubrir el 22% de la demanda y tras ella ya se sitúa el carbón, con una aportación del 20% (frente al 15% de 2011 y el 8% de 2010). A continuación aparecen la energía eólica con el 18% de la demanda, los ciclos combinados con el 14%, la cogeneración con el 13%, la hidráulica con el 7%, la solar fotovoltaica con el 3% y la solar termoeléctrica con el 1%. [6]

Por tanto, se puede concluir que las centrales que consumen todo o una parte de carbón nacional, juegan un papel fundamental en la cobertura de la demanda eléctrica, con una participación muy significativa en el mix de producción eléctrico y un alto grado de utilización.

3.3. PROBLEMAS MEDIOAMBIENTALES DEL USO DEL CARBÓN

Aunque ya se habían tratado con anterioridad los contaminantes en la industria, en este apartado se especifican las emisiones contaminantes que el carbón como fuente de generación de energía eléctrica produce. Se detallan a continuación:

- **Partículas sólidas:** emitidas a través de la chimenea que se depositan en el suelo o en aguas superficiales, vegetación, etc. y las de menor tamaño, que permanecen en la atmósfera y pueden ser inhaladas. Para evitar su emisión se usan precipitadores electrostáticos o filtros manga que han supuesto la supresión casi total de estas emisiones.
- **Lluvia ácida:** principales causantes son el SO_2 y los NO_x que al reaccionar con compuestos de la atmósfera y catalizados por la luz solar, generan compuestos ácidos. Para evitar este efecto se construyeron chimeneas altas que permiten dispersar en mayor grado los contaminantes, pre-tratamientos como el lavado de carbón, tratamiento durante la combustión que permite disminuir la generación de NO_x mediante el uso de quemadores de bajo NO_x y post-tratamiento como las desulfuradoras. Esta contaminación afecta fundamentalmente a los lagos y arroyos, a los bosques, al deterioro de las construcciones, reducción de la visibilidad por la formación de neblinas y a la salud humana mediante inhalación. El fenómeno de la lluvia ácida, como tal, no es importante en España, por la naturaleza de los suelos y por tener un bajo régimen de lluvias.

- **Ozono troposférico y capa de ozono:** la presencia de ozono en la estratosfera evita la penetración de la radiación ultravioleta, pero su presencia en la troposfera es considerado como contaminante con consecuencia para la salud humana y la agricultura. Los avances tecnológicos en el sector carbón, han permitido reducir de forma considerable las emisiones de los NO_x, principal responsable de estos efectos, mediante modificaciones en el diseño de calderas y sistemas de tratamiento de humos.
- **Efecto invernadero:** calentamiento excesivo de la tierra por disminución de la capa de ozono, y absorción de la radiación infrarroja que es reflejada contra la superficie terrestre, aumentando el calentamiento de la superficie. Los principales gases de efecto invernadero son: CO₂, CH₄, N₂O, CFCs, HFCs, PFCS y SF₆. [5]

3.4. PRINCIPALES TECNOLOGÍAS LIMPIAS DEL CARBÓN

3.4.1. TECNOLOGÍAS LIMPIAS DEL CARBÓN EN LA GENERACIÓN DE ELECTRICIDAD

3.4.1.1. Gasificación integrada en ciclo combinado

Una alternativa a la combustión de carbón es su gasificación. Cuando el carbón entra en contacto con vapor y oxígeno, se producen reacciones termoquímicas que generan un gas combustible compuesto principalmente por monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂), llamado *gas sintético* (syngas). Dicho gas es utilizado para alimentar un sistema denominado Ciclo Combinado, el cual combina una turbina alimentada a vapor con otra turbina alimentada directamente de los gases de combustión, tecnología que en conjunto se denomina *Gasificación Integrada en Ciclo Combinado* (GICC). El principio de funcionamiento de esta tecnología no es nuevo, sin embargo el uso de gas de síntesis como combustible sí es una aplicación reciente.

El ciclo de generación comienza con las turbinas a gas, las que aprovechan los gases de combustión para generar electricidad. Éstas operan según un ciclo de compresión de aire, combustión interna de un combustible líquido o gaseoso (gas sintético, en este caso), y expansión de los gases de combustión a alta temperatura, lo cual se conoce como Ciclo de

Brayton. Las turbinas de gas operan con una temperatura de entrada muy elevada, hasta 1.200°C, pero al mismo tiempo las temperaturas de los gases de escape son muy altas, de 500-600°C, de forma que el proceso no está optimizado desde el punto de vista del rendimiento.

Por lo anterior, el mencionado gas de escape se conduce hacia una caldera recuperadora, donde se aprovecha el calor residual para calentar agua y generar vapor. Luego, el vapor generado en la caldera recuperadora se hace pasar por una turbina a vapor, haciéndola girar (de forma análoga al Ciclo de Rankine descrito anteriormente) y generando así electricidad. En el siguiente diagrama se ilustra el funcionamiento del ciclo completo operando con gas de síntesis, el cual presenta una eficiencia de entre 40% a 50% (el funcionamiento a gas natural del ciclo combinado alcanza el 57% de eficiencia). [7]

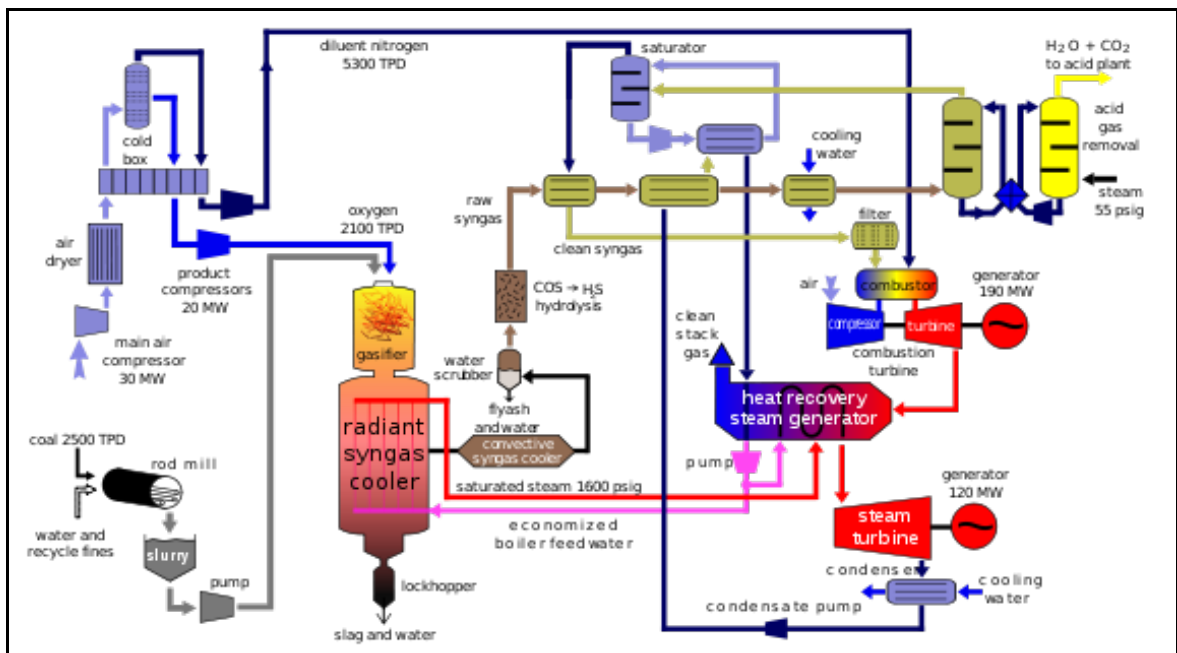


Figura 3.6. Esquema de una central de gasificación integrada en ciclo combinado.

3.4.1.2. Lecho fluido

En las centrales de combustión de lecho fluido (fluidized bed combustion, FBC), el carbón se quema aplicando una corriente de aire sobre un lecho de partículas inertes, como, por ejemplo, de piedra caliza, mejorando el rendimiento de la combustión del carbón y disminuyendo el impacto ecológico.

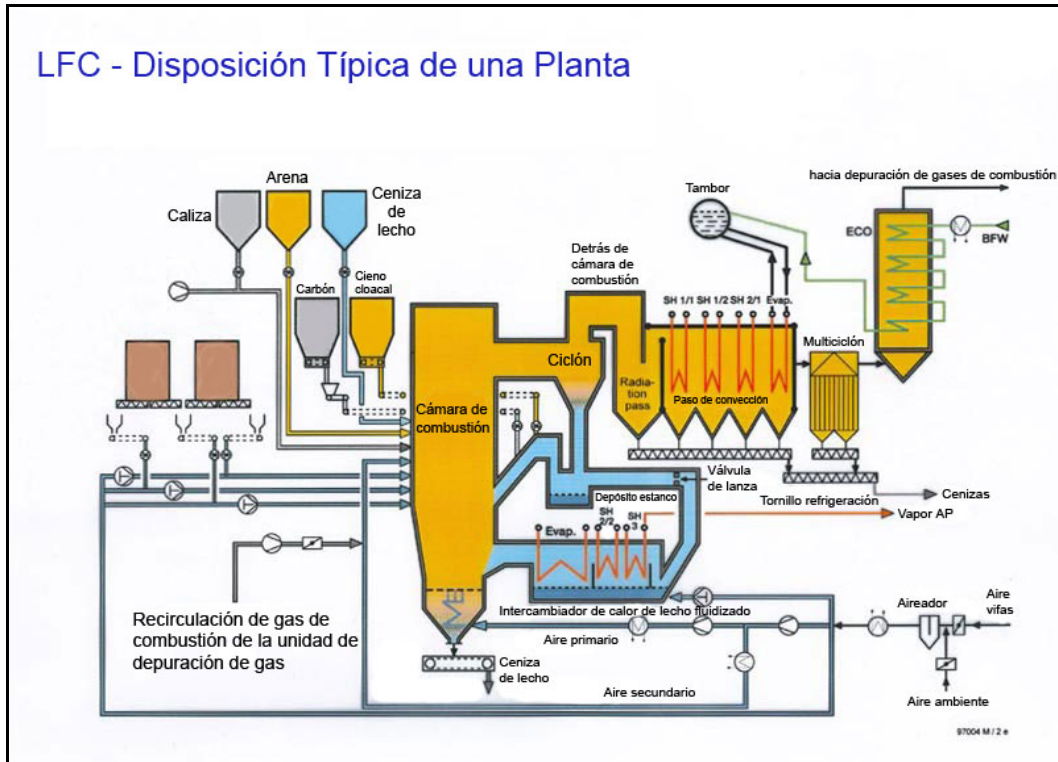


Figura 3.7. Esquema de una central de combustión de lecho fluido.

3.4.1.2. Otras tecnologías

Otras tecnologías son el conocido y ampliamente utilizado ciclo combinado (CC) y la cogeneración (combined heat and power, CHP).

En la generación de energía eléctrica se denomina **ciclo combinado** a la coexistencia de dos ciclos termodinámicos en un mismo sistema, uno cuyo fluido de trabajo es vapor de agua y otro cuyo fluido de trabajo es un gas producto de una combustión.

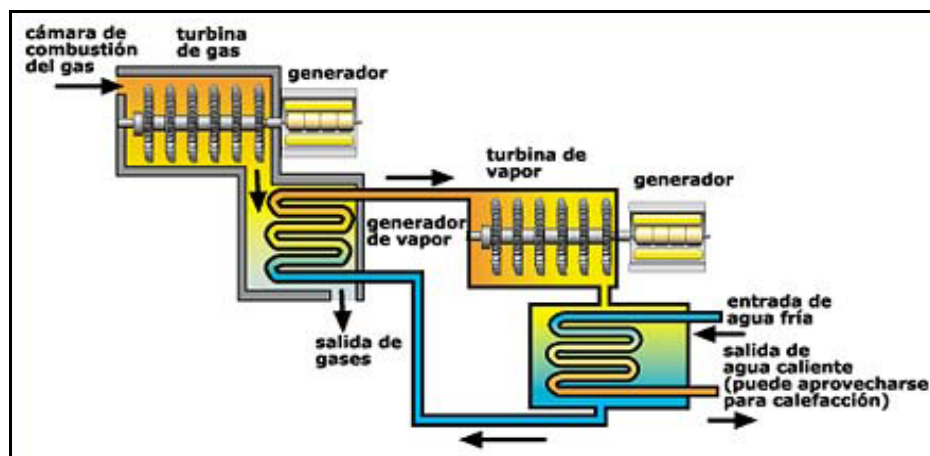


Figura 3.8. Esquema de una central térmica de ciclo combinado.

La cogeneración es el procedimiento mediante el cual se obtiene simultáneamente energía eléctrica y energía térmica útil (vapor, agua caliente, aire caliente, por ejemplo).



Figura 3.9. Esquema de producción integrada con cogeneración.

También aparecen como tecnología limpia la **combustión supercrítica o ultrasupercrítica de carbón pulverizado** (pulverised coal combustion, PCC).

3.4.2. TECNOLOGÍAS LIMPIAS DEL CARBÓN EN EL CONTROL DE EMISIONES

3.4.2.1. Desulfuración de los gases de combustión para el control de SO₂

Las emisiones de óxidos de azufre se producen principalmente debido a la presencia de azufre en el combustible. El combustible fósil contiene azufre en forma de sulfuros inorgánicos o compuestos inorgánicos. Por ejemplo, en el carbón, el azufre está presente en forma de azufre pirítico, azufre orgánico, sales de azufre y azufre elemental. La mayoría de los óxidos de azufre que se generan durante la combustión se encuentran en forma de dióxido de azufre (SO₂).

El uso de combustibles con un bajo contenido de azufre es una medida que puede reducir de forma significativa las emisiones de SO₂. Cuando se dispone del suministro adecuado, una opción viable es el cambio de combustible. También se pueden emplear combustibles que posean una elevada desulfuración interna, gracias al contenido de caliza (y otros componentes activos) de las cenizas. El carbón contiene normalmente un 5% de caliza,

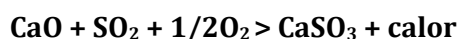
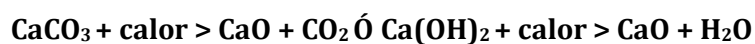
aunque este porcentaje no sea el mismo en todos los casos. El lignito y la turba, por ejemplo, pueden contener incluso una cantidad superior de este material.

Las principales tecnologías de reducción del SO_x son la desulfuración mediante inyección con sorbente (que puede realizarse en el hogar o en los conductos), la desulfuración por vía seca y la desulfuración húmeda con cal o caliza.

a) Desulfuración mediante inyección de sorbente: Las características de las tecnologías de inyección de sorbente son las siguientes: reducido coste de inversión, simplicidad del proceso y adaptabilidad en procesos complicados de renovación de centrales existentes. Sin embargo, este tipo de sistemas ofrecen una eficiencia de eliminación de SO₂ relativamente baja, entre el 50% y el 80% junto con un bajo nivel de eficiencia de la utilización de sorbente en comparación con otras técnicas. Por otro lado, esta técnica posee un gran potencial para las calderas pequeñas y relativamente antiguas y por este motivo se están desarrollando sistemas que permitan mejorar la eliminación de SO₂ y aumentar la fiabilidad del sistema. El coste de inversión de estos sistemas oscila entre los 11 y 23 €/KWe.

1. En el hogar: La inyección de sorbente en el hogar se realiza mediante la inyección directa de un sorbente seco en el flujo de gas del hogar de la caldera. Los sorbentes más utilizados son la caliza (CaCO₃) y la dolomía (CaCO₃·MgCO₃) pulverizadas. En el hogar, el calor adicional provoca la calcinación del sorbente, que produce partículas reactivas de CaO. La superficie de estas partículas reacciona con el SO₂ del gas de combustión y forma sulfito de calcio (CaSO₃) y sulfato de calcio (CaSO₄). Estos productos obtenidos de las reacciones son capturados junto con las cenizas volantes por el dispositivo de control de partículas, que normalmente es el precipitador electrostático. El proceso de absorción del SO₂ continúa en el precipitador. Los residuos se pueden depositar en un vertedero, aunque es necesario realizar un control estricto porque pueden contener cal viva y sulfito cálcico. Actualmente, se está investigando el posible uso de estos residuos.

La reacción de eliminación del SO₂ tiene lugar en dos fases:



La inyección de sorbente en el hogar proporciona el beneficio añadido de eliminar el SO_3 .

La temperatura crítica de las reacciones de caliza durante la inyección de sorbente en el hogar varía entre 980°C y 1230°C . Una vez producida la cal reactiva (CaO), la mezcla debe permanecer a la temperatura crítica durante el tiempo suficiente (por lo menos medio segundo). La cal hidratada posee dos temperaturas de reacción: entre 980°C y 1230°C , y en torno a 540°C , hecho que fue descubierto recientemente.

La manipulación y la eliminación de las cenizas complican los procesos de inyección de sorbente en el hogar, principalmente, por la cantidad de productos de reacción que se deben procesar. En algunas centrales es necesario renovar los sistemas de cenizas y precipitadores electrostáticos para poder tratar estas cantidades.

A pesar de los numerosos proyectos de investigación que se están realizando para utilizar el producto de reacción, actualmente, la mayoría de las instalaciones con inyección de sorbente en el hogar necesitan disponer de un vertedero especialmente preparado, mientras que los sistemas de depuración húmeda no requieren este tipo de instalaciones y producen un subproducto comercializable: yeso.

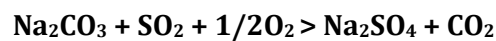
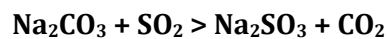
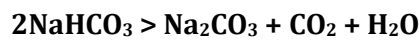
2. En los conductos: La inyección de sorbente en los conductos consiste en inyectar sorbentes en base de calcio o sodio en el gas de combustión, entre el calentador de aire y el precipitador electrostático.

Las clases de inyección de sorbentes en los conductos más comunes son las siguientes:

- Cal hidratada seca, que requiere una humidificación previa.
- Inyección de sodio seco, que no requiere humidificación.
- Inyección de cal hidratada o depuración en los conductos, que no requiere ninguna fase de humidificación por separado.

El agua que se emplea para la humidificación sirve para dos propósitos. En primer lugar, activa el sorbente para mejorar la eliminación de SO_2 y, en segundo lugar, acondiciona las partículas para garantizar el buen rendimiento del precipitador electrostático.

Después de la inyección, el bicarbonato sódico se descompone térmicamente y produce carbonato sódico. Una vez que la superficie del sorbente inicial del carbonato de sodio ha reaccionado con el SO₂ y se ha generado sulfito o sulfato de sodio, la reacción se detiene debido al taponamiento de los poros (que resiste a la difusión de la fase gaseosa del SO₂). Para que la reacción continúe, la partícula del sorbente debe continuar descomponiéndose. Durante esta descomposición se libera H₂O y CO₂ a la atmósfera y se crea una red de espacios vacíos en la partícula. Este proceso libera el sorbente reactivo activo y permite que el SO₂ vuelva a difundirse en el interior de la partícula. El área de superficie resultante puede ser de 5 a 20 veces mayor que la superficie original, dependiendo del sorbente que se utilice. Las siguientes reacciones tienen lugar durante la producción de carbonato sódico para eliminar el SO₂:



El reciclaje del sorbente utilizado es un factor especialmente importante para la rentabilidad de los procesos de inyección de sorbente en conductos, ya que el menor tiempo de residencia del sorbente (0,5 – 3 segundos) comporta una menor utilización de este producto, comparado con los sistemas convencionales de desulfuración. En realidad, si no se recicla el sorbente utilizado, sólo reacciona con el SO₂ entre un 15% y un 30% del Ca(OH)₂ sin reaccionar capturado en el precipitador electrostático y se elimina junto con las cenizas volantes secas. La baja utilización del sorbente es uno de los inconvenientes de este tipo de procesos. Por este motivo, el reciclaje de sorbente utilizado, que pretende mejorar la utilización del sorbente y la eficiencia de eliminación de SO₂, se está empezando a emplear en varios sistemas.

En un sistema de reciclaje de sorbente, parte de los sólidos capturados se pueden volver a introducir en los conductos para que el Ca(OH)₂ tenga otra oportunidad de reaccionar con el SO₂. El reciclaje de estos sólidos incrementa el contenido total de Ca(OH)₂ en el sistema sin aumentar la proporción de cal viva añadida. Por lo tanto, se consigue mejorar la eficiencia de eliminación del SO₂ sin necesidad de aumentar los costes adquiriendo sorbente nuevo.

b) Desulfuración por vía seca: La desulfuración semiseca mediante “spray dryers” (SD) ocupa una buena parte del mercado. La eficacia de desulfuración y la disponibilidad de las plantas han ido mejorando con el transcurso de los años. En comparación con los lavadores húmedos, los costes de inversión son menores y los costes de operación mayores, debido sobre todo a que el reactivo absorbente utilizado, la cal, es más caro. Es por ello que se aplican, en general, para centrales de capacidad media y que usan carbón de bajo o medio contenido en azufre (<1,5% en peso). La eficacia de eliminación del SO₂ se sitúa entre el 70 y el 98%. El producto residual obtenido es una mezcla de sulfito y sulfato cálcicos con cenizas volantes, para el que se ha encontrado algunas aplicaciones industriales. En algunas instalaciones se utiliza un captador de partículas antes de la unidad de desulfuración consiguiendo así que las cenizas volantes, con un mercado consolidado en el sector cementero, no salgan mezcladas con los productos de la desulfuración (sulfito y sulfato cálcicos). [8]

La desulfuración por vía semiseca es un proceso en el cual se inyecta una disolución suspensión del reactivo desulfurante en los conductos de gases posteriores a la cámara de combustión. Para mejorar el contacto entre el reactivo y el gas, se lleva a cabo una atomización en el punto de entrada del reactivo en la instalación para que, en las gotas pulverizadas, se produzca una fijación del dióxido de azufre. Seguidamente se evapora el agua obteniéndose un residuo sólido pulverulento, que resulta más fácil de manejar que los lodos que se obtienen con los tratamientos húmedos. Los productos de la reacción son sulfito cálcico, una pequeña fracción de sulfato cálcico y una cantidad muy importante de reactivo sin reaccionar lo que obliga a reciclar a proceso un porcentaje muy alto de residuo sólido formado. El sulfito en presencia de oxígeno y de humedad se transforma en sulfato que es el producto residual del proceso (yeso). Los rendimientos de este proceso alcanzan del 80 al 90 % y las principales ventajas frente a la vía húmeda son unas inversiones y un tamaño mucho menores, la operación es más sencilla, los consumos son más bajos y, sobre todo, que puede realizarse directamente a la temperatura a la que salen los gases de la combustión.

c) Desulfuración húmeda con cal/caliza: En general se denomina Wet Flue Gas Desulphuration (WFGD) o simplemente Flue Gas Desulphuration (FGD).

Actualmente, la depuración húmeda con caliza es la técnica más utilizada en los sistemas de desulfuración, con un porcentaje en torno al 80% de la capacidad total de las instalaciones. La caliza se suele utilizar como reactivo porque está presente en

abundancia en muchos países y suele resultar entre tres y cuatro veces más económica que otros reactivos. La cal se utilizaba como reactivo en las primeras centrales de este tipo, ya que posee una mayor reactividad con el SO_2 . Sin embargo, ha sido reemplazada por la caliza para reducir el riesgo de calcinación, cuya reparación resulta larga y costosa desde un punto de vista energético y económico. A pesar de esto, en algunos casos es imprescindible utilizar cal en lugar de la caliza, debido a las exigencias de los usuarios que requieren una mayor blancura del yeso resultante en el caso de que éste sea comercializable. En cualquier caso, las instalaciones de FGD que utilizan caliza pueden alcanzar casi los mismos niveles de eliminación de SO_2 que las que utilizan cal y que son mayores del 95%. Los costes de inversión de estas instalaciones son elevados oscilando entre 225 y 450 €/KWe.

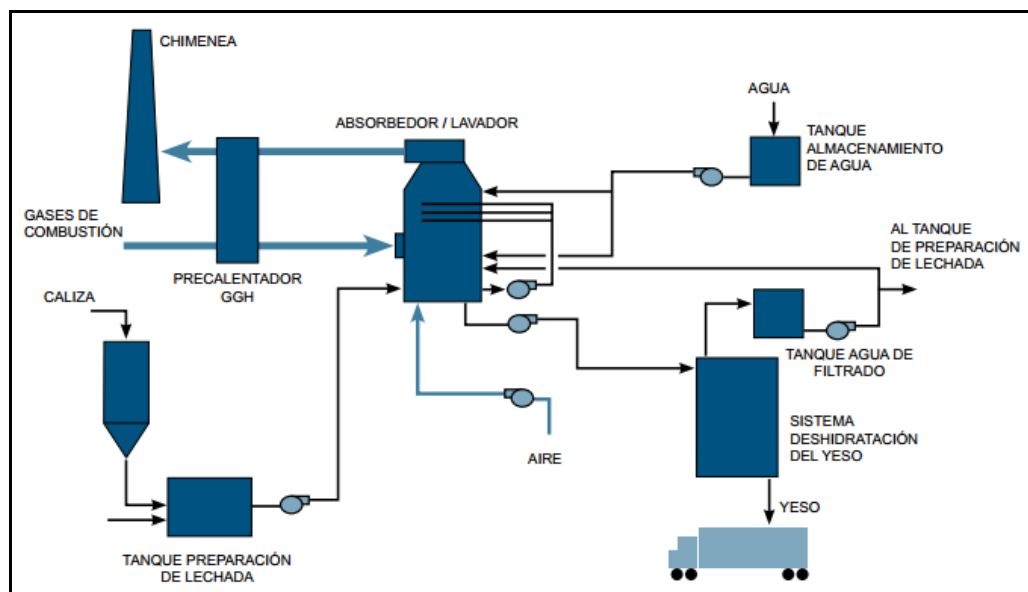
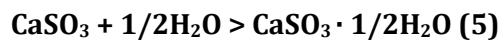
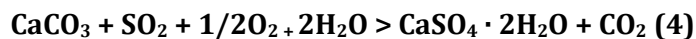
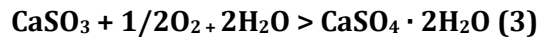
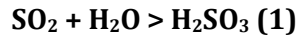


Figura 3.10. Diagrama de proceso simplificado de una planta de desulfuración de gases por vía húmeda.

Normalmente, el gas de combustión atraviesa el intercambiador de calor y entra en el absorbedor de la FGD, donde el SO_2 se elimina por contacto directo con una suspensión acuosa de caliza pulverizada con más del 95% de CaCO_3 . El lodo de caliza se introduce continuamente en el absorbedor. El gas de combustión depurado atraviesa el separador de gotas y, a continuación, se libera a la atmósfera por una chimenea o una torre de refrigeración. Los productos de reacción se extraen del absorbedor para ser deshidratados y continuar el proceso.

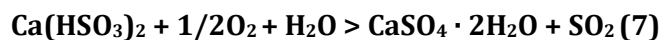
Los lavadores húmedos con caliza se suelen dividir en dos categorías según si la oxidación es forzada o natural. El modo de oxidación depende de las reacciones

químicas, del pH de la solución acuosa reactiva y del subproducto resultante. Con una oxidación forzada y un pH entre 5 y 6, común en la depuración húmeda con caliza, las reacciones químicas son las siguientes:



Las reacciones (1) y (2) se producen en todos los sistemas de FGD húmeda. La reacción (3) muestra la oxidación forzada del sulfito de calcio en contacto con el aire y la formación (cristalización) de sulfato de calcio di hidrato o yeso mediante oxidación. En el modo de oxidación forzada, el aire se introduce en la parte inferior del absorbedor para oxidar el sulfito de calcio en sulfato de calcio, con un 99% de oxidación.

En el modo de oxidación natural, el sulfato de calcio se oxida parcialmente gracias al oxígeno que contiene el gas de combustión. El producto principal es el sulfito de calcio semihidratado (5). La mezcla de sulfito de calcio semihidratado y yeso se encuentran en forma de lodo. Con un nivel de pH entre 4,5 y 5,5, la reacción química varía. Después de la de la absorción del SO_2 (1), el producto primario de la neutralización con caliza no es el sulfito de calcio sino el bisulfito de calcio $\text{Ca}(\text{HSO}_3)_2$.



El bisulfito de calcio es mucho más soluble que el sulfito de calcio y, por lo tanto, con niveles inferiores de pH, presenta un riesgo menor de incrustación y taponamiento. El bisulfito de calcio se oxida y se cristaliza en forma de yeso o sulfato de calcio di hidrato (7). El uso de un sistema FGD húmeda requiere un espacio considerable. En las centrales existentes, donde la FGD no se incluyó como parte del proceso, es posible que no haya espacio suficiente y sea necesario instalar nuevos conductos, por lo que los gastos de

inversión pueden ser más elevados. El diseño y la construcción del sistema dependen por lo tanto de cada caso particular.

En los procesos regenerativos el absorbente utilizado es regenerado mediante un tratamiento térmico o químico para producir SO₂ concentrado, que luego es convertido en azufre elemental. Este tipo de procesos, entre los que destaca el Wellman – Lord y el que emplea óxido de magnesio, tiene una serie de ventajas entre las cuales cabe citar: la producción de una menor cantidad de residuos, la alta eficacia de eliminación de SO₂ (>90%), la posibilidad de generar subproductos de fácil comercialización y el abatimiento conjunto de NO_x y SO₂. Sin embargo, estos procesos tienen un grado de implantación todavía muy reducido, debido a que necesitan un coste de inversión elevado así como unos mayores consumos energéticos.

Durante los últimos años se han desarrollado una serie de **procesos de eliminación combinada de SO₂/NO_x**, con la finalidad de sustituir los procesos convencionales de abatimiento individual de cada una de las especies. Sin embargo, en la actualidad, todavía no pueden competir con otros procesos en cuanto a fiabilidad y coste del servicio.

La tecnología de los **procesos biológicos** se encuentra en etapa de investigación y todavía no se dispone de resultados de aplicación industrial. [8]

3.4.2.2. Disminución y control de las emisiones de NO_x

Se utilizan medidas primarias del tipo recirculación de los gases de combustión u optimización de la misma, o tratamiento de los gases de combustión, con reducciones catalíticas o no catalíticas selectivas.

- **Quemadores de bajo NO_x**: El método más utilizado en centrales termoeléctricas a carbón para reducir las emisiones es el uso de quemadores de baja emisión de NO_x (LNB por sus siglas en inglés). En términos operativos, los quemadores de baja producción de NO_x consideran: el empleo de bajo exceso de aire de combustión (menos del 1% de los gases de combustión), la recirculación de gases de escape, la realización de premezcla de combustible pobre de aire, la combustión por etapas, o bien la utilización de una combinación de estas técnicas. Un bajo exceso de aire en la combustión limita la concentración de oxígeno en la zona de combustión reduciendo así la formación de NO_x.

- **Reducción catalítica selectiva:** Consiste en proporcionar un agente reductor a la corriente de gases de escape, tal como amoníaco (NH_3) o urea (en condiciones de operación produce NH_3). El amoníaco, al pasar a través de un lecho catalítico, reduce selectivamente los NO_x sin reaccionar con otras sustancias tales como el oxígeno. La reacción química que describe el proceso está descrita en la ecuación siguiente:

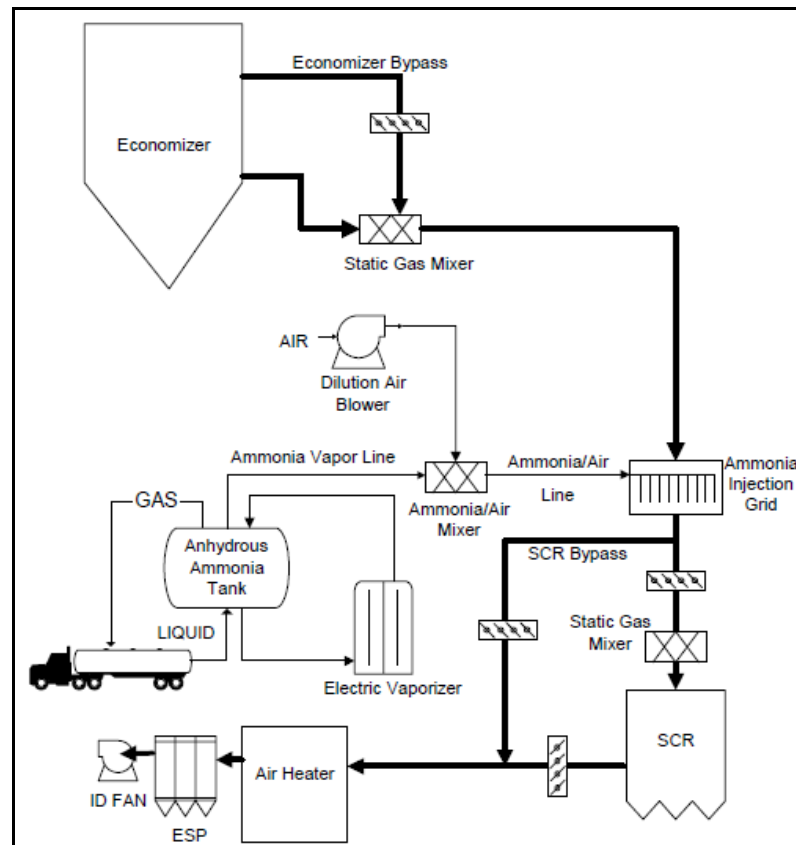
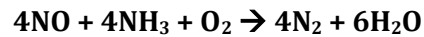


Figura 3.11. Diagrama de una planta con SCR incorporado.

Para poder llevar a cabo esta reacción química, el sistema necesita una presencia constante de oxígeno y una temperatura de operación mínima de 250°C . La máxima eficiencia se produce a temperaturas de entre 370°C y 400°C . Otro factor crítico es el control del flujo de material absorbente de NO_x . Por ejemplo, si el reactivo utilizado es urea y la cantidad inyectada insuficiente, la eliminación de NO_x se ve mermada; por el contrario, ante un exceso de urea, se producen emisiones de amoníaco a través de la chimenea.

- **Reducción catalítica no selectiva:** Los sistemas SNCR son un mecanismo de captura post combustión, que puede ser ocupado en conjunto con LNB o SCR, gracias a una característica especial que es su buen comportamiento a altas temperaturas.

Los sistemas SNCR utilizan un reactivo que es inyectado a los gases de escape calientes después de la combustión, reaccionando con el NO_x , convirtiéndolo en nitrógeno molecular y agua. El reactivo puede reaccionar con uno o varios componentes de los gases de combustión. Sin embargo, la reacción de NO_x se favorece en un determinado rango de temperatura y presencia de oxígeno, por lo que se considera un proceso no selectivo.

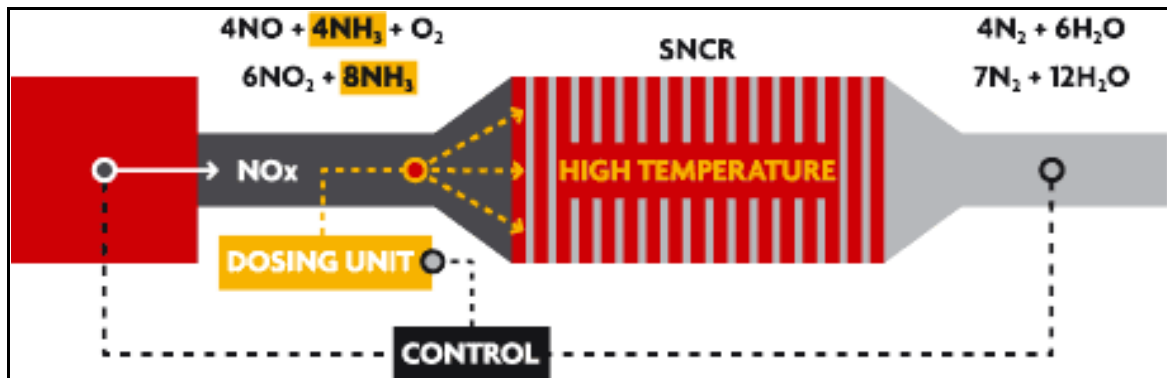


Figura 3.12. Esquema de reducción catalítica no selectiva.

La mezcla del reactivo y el gas de combustión junto al calor de la caldera proporcionan los elementos y energía necesarios para la reacción de reducción. Las moléculas de NO_x son reducidas y el gas de combustión que reaccionó sale entonces de la caldera como nitrógeno y agua según la reacción que se aprecia en la figura 3.12. [7]

3.4.2.3. Disminución y control de las emisiones de NO_x

Se utilizan precipitadores electrostáticos, filtros de mangas, control de partículas a alta temperatura y alta presión, colectores, etc.

Un **precipitador electrostático** es un dispositivo que se utilizan para atrapar partículas a través de su ionización. Se emplea para reducir la contaminación atmosférica producida por humos y otros desechos industriales gaseosos, especialmente en las plantas que funcionan en base a combustibles fósiles.

Los precipitadores electrostáticos son dispositivos de filtración altamente eficientes, cuya pérdida de carga al paso del flujo de los gases a través del dispositivo puede separar fácilmente finas partículas como polvo y humo de la corriente de aire.

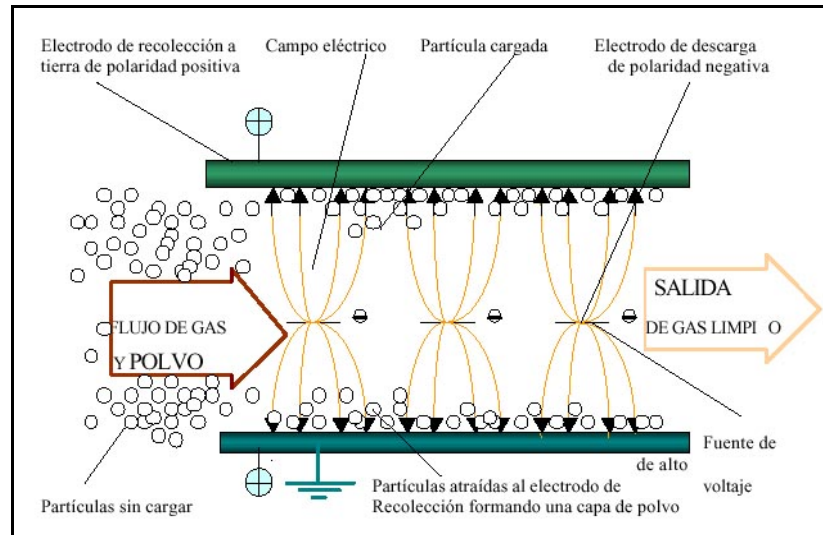


Figura 3.13. Esquema de actuación de un precipitador electrostático.

Los sistemas actuales son capaces de eliminar más del 99% de la ceniza y el polvo (en peso) del humo.

Un **filtro de mangas** es uno de los filtros industriales más empleados ya que pueden alcanzar eficiencias por encima del 99 % para partículas mayores de $1 \mu\text{m}$. Son estructuras metálicas cerradas en cuyo interior se disponen elementos filtrantes textiles en posición vertical. Se montan sobre una cámara que acaba en su parte inferior en una tolva de recogida de partículas. El aire cargado de sólidos es forzado a pasar a través del textil, sobre el que se forma una capa de polvo. La retención de partículas por los filtros se debe a la participación de diferentes mecanismos:

- a) Tamizado o intercepción directa, que consiste en la retención de las partículas que tienen un tamaño superior al de los poros del medio filtrante.
- b) Inercia o impacto inercial provocado por los cambios de dirección del fluido.
- c) La intercepción difusional que se manifiesta con partículas pequeñas por el movimiento browniano.
- d) El efecto de las fuerzas electrostáticas entre partículas de polvo y el filtro.

El proceso de filtración continúa hasta que la caída de presión se hace tan importante que requiere la limpieza del sistema.

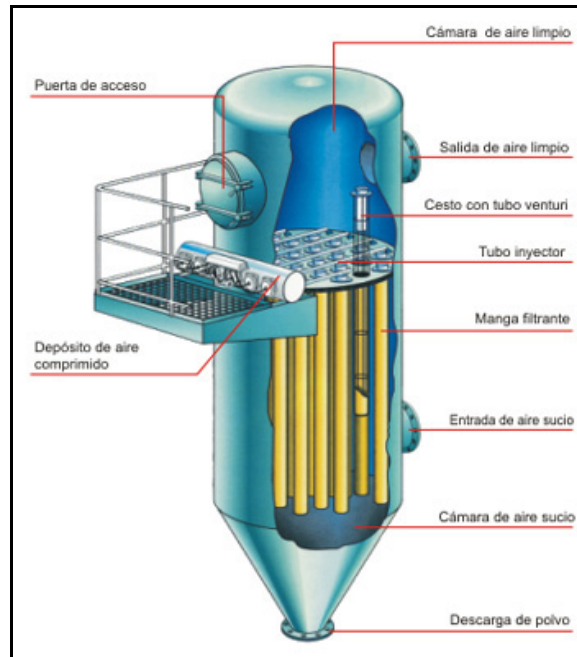


Figura 3.14. Esquema de un filtro de mangas.

3.4.2.4. Captura y almacenamiento de CO₂

Mención especial merecen las investigaciones encaminadas a la captura y almacenamiento del CO₂, para lograr en el futuro mitigar los efectos ocasionados por la emisión de este gas a la atmósfera, favoreciendo así el cumplimiento de los compromisos nacionales e internacionales relativos al control de gases de efecto invernadero.

Cabe destacar que las investigaciones en desarrollo para el almacenamiento se centran, fundamentalmente, en la investigación de formaciones geológicas con capacidad potencial para cumplir este cometido, en especial yacimientos de hidrocarburos, cuencas de carbón y formaciones salinas profundas, sin descartar otras de interés. [5]

Existen 3 métodos principales para capturar CO₂ para aplicaciones de generación eléctrica:

- **Postcombustión:** Se trata de construir sistemas de captura, fundamentalmente basados en ciclos de absorción/desabsorción química, que funcionan de forma reversible para dar un gas de alto contenido en CO₂. Serían en cualquier caso equipos voluminosos con un coste importante de instalación y operación. Es una línea de trabajo u opción que puede ser válida para las instalaciones existentes o las de nueva construcción, tanto en centrales térmicas de carbón, como en plantas de ciclo combinado con gas natural como combustible.

- Oxycombustión:** Se busca realizar la combustión con un comburente de alto contenido en oxígeno y muy baja presencia de nitrógeno, de forma que la concentración de CO₂ en los gases resultantes sea muy elevada. Con ello se facilita el confinamiento. Es una opción tecnológicamente no industrial, pero que no debería plantear excesivos problemas de realización práctica. Sería de aplicación a nuevas centrales térmicas de carbón, con diseño distinto del actual. En ellas habría que incluir una planta de fraccionamiento de aire para enriquecer el comburente en O₂ y rebajar la presencia de nitrógeno, lo que supone un coste de inversión y un consumo adicional de energía.
- Precombustión:** Se trata de separar el CO₂ a la salida del gasificador, antes de que el gas de síntesis entre en la turbina de gas. [9]

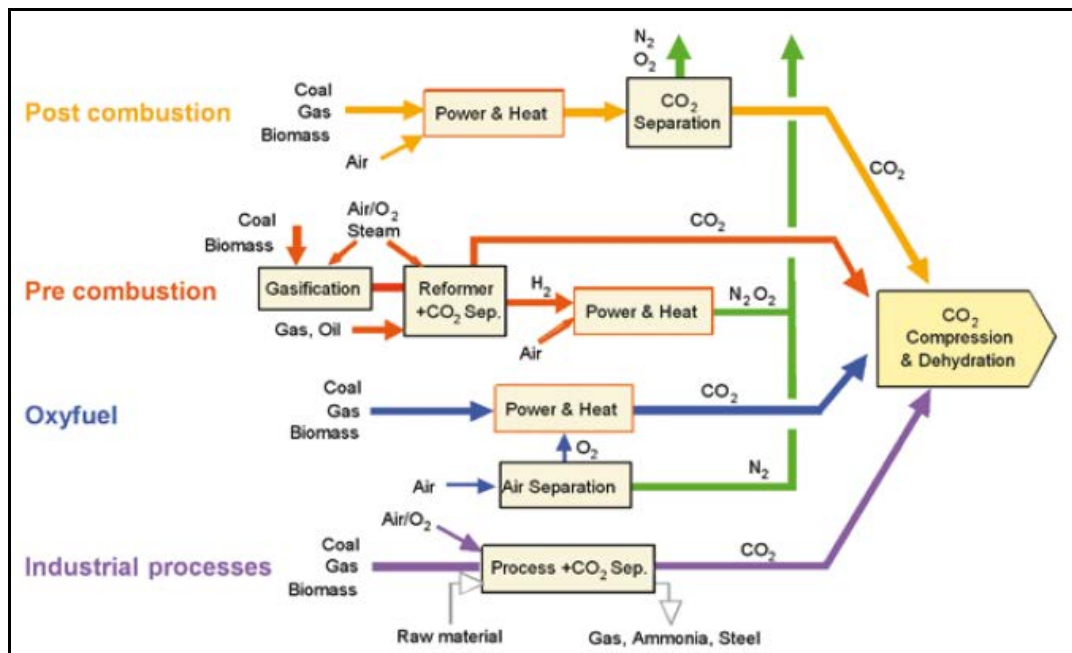


Figura 3.15. Métodos de captura y secuestro de CO₂.

4. NORMATIVA

4.1. DIRECTIVA 2001/80/CE DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO

Las Grandes Instalaciones de Combustión (GIC) y en concreto las centrales productoras de energía eléctrica, que tienen una potencia eléctrica igual o superior a 50 MW, ocupan un lugar preponderante como fuentes de contaminación atmosférica de origen industrial.

Para paliar esta situación, la Directiva 2001/80/CE de 23 de octubre de 2001, del Parlamento y el Consejo Europeo, ha fijado unos límites más estrictos de emisión para las nuevas centrales e incluso impone nuevos límites para las centrales existentes. La Directiva revisa los límites de emisión de SO₂ y NO_x y partículas de la 88/609/CEE. Su objetivo es la reducción en la Unión Europea de las emisiones de SO₂ en un 63% y de NO_x en un 21%. La aplicación de esta Directiva impone serias restricciones a la operación de las centrales térmicas españolas cuyos límites máximos de emisión, establecidos en los permisos de explotación, especialmente para SO₂, por la autoridad gubernativa de acuerdo con el Convenio de Ginebra, son mucho más permisivos. La nueva normativa afecta tanto a instalaciones nuevas como a las existentes, en este último caso a partir del año 2008. Las posibles reducciones se han establecido considerando las mejores tecnologías existentes para eliminar los diferentes contaminantes.

Para conseguir llegar a los límites de emisión de dióxido de azufre adecuados a costes razonables, el sistema de depuración será, por lo general, una combinación de esas tecnologías. En cualquier caso, es necesario tener en cuenta a la hora de abordar la reducción de contaminantes tres aspectos principales: los condicionamientos ambientales impuestos por la legislación, las consideraciones económicas concretas de cada central y sus características técnicas: año de construcción, operatividad, necesidades de mantenimiento, emplazamiento, etc.

País	SO ₂ (Kilotoneladas)	NO _x (Kilotoneladas)
Austria	39	103
Bélgica	99	176
Dinamarca	55	127
Finlandia	110	170
Francia	375	810
Alemania	520	1 051
Grecia	523	344
Irlanda	42	65
Italia	475	990
Luxemburgo	4	11
Países Bajos	50	260
Portugal	160	250
España	746	847
Suecia	67	148
Reino Unido	585	1 167
CE-15	3 850	6 519

Tabla 4.1. Techos de emisión de SO₂ fijados por la Directiva Comunitaria.

4.2. PLAN NACIONAL DE REDUCCIÓN DE EMISIONES PARA GRANDES INSTALACIONES DE COMBUSTIÓN (PNRE – GIC)

Los compromisos de reducción de emisiones se pueden alcanzar:

- Adoptando las medidas adecuadas para garantizar que todas las autorizaciones de explotación de las instalaciones existentes incluyan requisitos relativos al respecto de los valores límite de emisión de SO₂, de NO_x y de partículas,
- O velando porque las instalaciones existentes se sometan a un plan nacional de reducción de emisiones que produzcan un efecto equivalente.

Entre los principales contenidos del PNRE – GIC destaca el establecimiento de instalaciones incluidas dentro de los compromisos globales de reducción de emisiones (“burbuja nacional”) y las excluidas de estos compromisos por acogerse a las excepciones contempladas en la Directiva. Esta “burbuja nacional” consiste en que el Gobierno, previa consulta con las

Comunidades Autónomas, incorpora en el nuevo Plan las medidas oportunas para que se consigan a partir del 1 de Enero del 2008 unas reducciones de SO₂, de NO_x y de partículas similares a las que se hubieran alcanzado aplicando los valores límites de emisión establecidos para las nuevas instalaciones. El Plan calcula las emisiones anuales totales correspondientes a las instalaciones incluidas en la "burbuja nacional" e indica las medidas a adoptar por la Administración General del Estado para su control y seguimiento.

Una vez que se han calculado los resultados que corresponden al conjunto de instalaciones comprendidas en la burbuja, el control del cumplimiento de las reducciones establecidas en el Plan se efectúa globalmente, es decir, se pretende que la cifra calculada no se sobrepase por la suma de las emisiones de todas las centrales en este régimen, para lo que se harán las oportunas labores de seguimiento. En el Plan no existe la posibilidad de compra de derechos de emisión.

España ha optado por la elaboración de un Plan Nacional de Reducción de Emisiones. Mientras que este plan supone la estrategia de la Unión Europea para combatir la acidificación en el territorio comunitario, el Plan Nacional de Asignación (PNA) de emisiones, tiene como objetivo reconducir el cambio climático mediante la reducción de los gases que provocan el efecto invernadero.

El acuerdo aprobado encomienda a los Ministerios de Industria, Turismo y Comercio y de Medio Ambiente la elaboración de las disposiciones legales necesarias para el control y seguimiento del cumplimiento del mismo, así como, para cuando fuera necesario, hacer participar a las Comunidades Autónomas para el desarrollo de las medidas contempladas en el referido Plan. Dicha participación es indispensable ya que las Comunidades Autónomas junto con los propietarios de las instalaciones, deben coordinarse y repartirse las emisiones a nivel de empresa (burbujas de empresa) y las emisiones concretas de cada instalación. Este último dato es necesario para formular la autorización ambiental integrada por parte de las Comunidades Autónomas.

Las opciones para conseguir llegar a los límites de emisión serían: manifestar su disposición al cierre tras funcionar un determinado número de horas, instalar sistemas de eliminación de contaminantes post-combustión de alta eficacia o incluirse en una burbuja de instalaciones que, reduciendo drásticamente sus emisiones, podrían intercambiar entre sí sus derechos de emisión.

4.2.1. DATOS CORRESPONDIENTES A LA CENTRAL TÉRMICA OBJETO DE ESTUDIO

En la Tabla 4.2. se detallan las características de la instalación objeto de este estudio: potencia térmica, combustibles utilizados y horas de funcionamiento promedio de los últimos cinco años hasta el año 2000 inclusive.

DATOS BASE		
Tipo de combustible (%)	Potencia (MWth)	Promedio anual de hora de operación de 1996 a 2000, si procede
Antracita local: 91,8	1003	6974
Antracita importada: 5,4		
Coque: 0,9		
Fuel oil: 1,9		
Gas oil: 0,1		

Tabla 4.2. Datos correspondientes a la central térmica (año 2000).

Por otro lado, en la Tabla 4.3. También se incluyen las emisiones de SO₂, NO_x y partículas de la instalación en el año 2001, año tomado como referencia.

DATOS BASE		
Emisiones anuales de SO ₂ en 2001 (tpa)	Emisiones anuales de NO _x en 2001 (tpa)	Emisiones anuales de partículas en 2001 (tpa)
36892	15630	829

Tabla 4.3. Emisiones de la instalación en el año 2001.

El valor del caudal de gases de emisión promedio de los últimos cinco años hasta el año 2000, base para la determinación de la contribución de cada instalación a la burbuja nacional de emisiones para los contaminantes SO₂, NO_x y partículas es de 8.438.000.000 Nm³/año.

4.2.2. CÁLCULO DE LAS EMISIONES ANUALES TOTALES CORRESPONDIENTES A LAS INSTALACIONES INCLUIDAS EN LA BURBUJA

Para las GIC existentes en funcionamiento en España en el año 2000, se determinan, en una primera parte los Valores Límite de Emisión de SO₂, NO_x y partículas, aplicables a cada una de ellas, para posteriormente, en función del caudal promedio de emisión y de los VLE de cada instalación, determinar la aportación de cada instalación a la burbujas totales de emisiones de SO₂, NO_x y partículas del PNRE-GIC.

La contribución individual de cada instalación al objetivo de emisiones del PNRE (burbuja por cada contaminante SO₂, NO_x y partículas) se determina de la forma siguiente:

- Contribución de la instalación a la burbuja (t/año): caudal gases emisión promedio (Nm³/año) x VLE (mg/Nm³) x 1,0 x 10E-9.

Donde:

- El caudal de gases de emisión promedio por cada instalación (en Nm³/año) se expresa en condiciones normales de temperatura (273 K), presión (101,3 KPa) y contenido de oxígeno, una vez corregido el contenido de vapor de agua.

VLE es el valor límite de emisión (en mg/Nm³) de cada contaminante SO₂, NO_x y partículas, suponiendo un contenido de oxígeno en los gases de emisión del 6%, en el caso de los combustibles sólidos, y del 3% en el caso de combustibles líquidos y gaseosos. Los VLE se determinan para cada instalación en función de la Parte A de los Anexos III a VII de la Directiva GIC.

En los casos en que se aplique un índice de desulfuración, la contribución individual de cada instalación al objetivo de emisiones del PNRE (burbuja de SO₂) se determina de la forma siguiente:

- Contribución de la instalación a la burbuja (t/año): Emisiones de SO₂ sin equipo de reducción (t/año) x (1 - (índice de desulfuración, en tanto por uno (%/100))).

La contribución de la central térmica objeto de este estudio a los objetivos de emisión (tpa) se detalla en la siguiente tabla:

Contribución a los objetivos de emisión (tpa)					
Burbuja de SO ₂ de 2008 a 2015 (tpa)	Burbuja de SO ₂ a partir de 2016 (tpa)	Burbuja de NO _x 2008 a 2015 (tpa)	Burbuja de NO _x 2016 a 2017 (tpa)	Burbuja de NO _x a partir de 2018 (tpa)	Burbuja de partículas a partir de 2008 (tpa)
3340	3340	10019	10019	1670	417

Tabla 4.4. Contribución de la central térmica a los objetivos de emisión (tpa).

4.2.2.1. Valores Límite de Emisión (VLE) aplicables para cálculo PNRE - GIC

Los valores límite de emisión (VLE) de SO₂, NO y partículas de la instalación objeto de estudio, aplicables para el cálculo de la contribución individual de cada instalación al objetivo de emisiones del PNRE-GIC, figuran en la Tabla 4.5. Vienen expresados en mg/Nm³, con un contenido de oxígeno de los gases de escape del 6% en el caso de combustibles sólidos.

VALORES LÍMITE					
Valores límite de SO ₂		Valores límite de NO _x			Valores límite de partículas
VLE de SO ₂ 2008/2015 (mg/Nm ³)	VLE de SO ₂ a partir de 2016 (mg/Nm ³)	VLE de NO _x de 2008 a 2015 (mg/Nm ³)	VLE de NO _x de 2016 a 2017 (mg/Nm ³)	VLE de NO _x a partir de 2018 (mg/Nm ³)	VLE de partículas a partir de 2018 (mg/Nm ³)
400	400	1200	1200	200	50

Tabla 4.5. Valores límite de SO₂, NO_x y partículas para la central térmica.

4.2.2.2. Valores Límite de Emisión (VLE) aplicables para cálculo PNRE - GIC

Una vez calculadas las contribuciones individuales de emisiones de SO₂, NO_x y partículas de las instalaciones, ya sea por cálculo de los VLE aplicables con el caudal de gases de emisión correspondiente, o mediante la utilización de un índice de desulfuración, las emisiones totales objetivo nacionales correspondientes del PNRE se determinan como suma de las aportaciones individuales. (Emisiones nacionales objetivo PNRE=Σ (emisiones individuales)).

Para los períodos comprendidos desde el 1 de Enero de 2016 hasta el 31 de Diciembre de 2017 y a partir del 1 de Enero de 2018, no se han realizado los cálculos por estimar que estas instalaciones, cuya vida media promedio actual es de 25 años, necesitarán de un estudio detallado para realizar nuevas inversiones y adecuarlas a los nuevos VLE de NO_x, o, en su defecto, determinar el máximo número de horas que podrían funcionar.

4.2.3. ACTUACIONES PREVISTAS PARA EL CUMPLIMIENTO DEL PNRE - GIC

En la tabla 4 del Anexo 1 del PNRE – GIC se incluyen, de forma escueta, las actuaciones que está previsto realizar en las instalaciones para el cumplimiento de los objetivos totales nacionales de emisión de las burbujas de reducción de emisiones de SO₂, NO_x y partículas en el período 2008 – 2015.

Para la central objeto de estudio los VLE las actuaciones previstas son las siguientes:

- 1. Desulfuración de gases de combustión**, para reducir en un 95% las emisiones de SO₂.
- 2. Cambios en la combustión**, para la reducción en un 40% las emisiones de NO_x.
- 3. Mejoras en los precipitadores electrostáticos**, para reducir en un 75% las emisiones de partículas

La reducción de emisiones alcanzadas con las medidas de reducción comparadas con 2001 es de **35047 tpa** para el SO₂, **6252 tpa** para el NO_x y de **622 tpa** para el caso de las **partículas**.

Al indicar las medidas, se señalan las técnicas de reducción empleadas y los porcentajes referidos al año 2001. Estos valores no representan en todos los casos los porcentajes óptimos de reducción posibles para las medidas utilizadas. Tomando como base el año 2001 la capacidad de desulfuración de las instalaciones del sector eléctrico no es en ningún caso inferior al 90%, lo que supone garantizar el cumplimiento por empresa y conjunto global de la burbuja española, incluso con un incremento de demanda superior a la producción real del año 2001.

4.2.4. CONSECUENCIAS DE LA APLICACIÓN DE LA DIRECTIVA AL SISTEMA ELÉCTRICO ESPAÑOL

El Plan Nacional Español de Reducción de Emisiones de las grandes instalaciones de combustión existentes (PNRE) viene establecido legalmente en el Real Decreto 430/2004, por el que se ha transpuesto a la legislación española la Directiva 2001/80/CE (Directiva GIC).

El PNRE se elabora, aplica y cumple sin perjuicio de lo establecido en la Ley 16/2002 (Ley IPPC), que ha trasladado a la legislación española la Directiva 96/61/CE relativa a la prevención y control integrados de la contaminación (Directiva IPPC).

La Directiva IPPC, y la Ley IPPC, establecen que para las instalaciones a las que aplica, para que puedan estar operativas, precisan de un permiso que, en el caso español, de acuerdo con la citada Ley IPPC, se denomina “autorización ambiental integrada” que es otorgada por el Órgano Competente de la Comunidad Autónoma donde se encuentre ubicada la instalación.

Las instalaciones reguladas figuran en el Anexo I de dichas disposiciones, incluyéndose entre ellas las instalaciones de combustión de potencia térmica superior a 50 MW (GIC).

Las instalaciones existentes, para seguir en funcionamiento, debían disponer de la correspondiente autorización ambiental integrada antes del 30 de Octubre de 2007. También podrían seguir funcionando, cumpliendo con los requisitos de carácter ambiental exigidos por la normativa sectorial aplicable, aquellas instalaciones para las que en dicha fecha el órgano competente de la Comunidad Autónoma no hubiera otorgado dicha autorización ambiental, siempre y cuando hubiesen presentado la solicitud de autorización integrada antes del 1 de Enero de 2007, según se establecía en la disposición transitoria primera de la Ley IPPC.

La autorización ambiental integrada debe especificar, entre otros temas, los valores límites de emisión aplicables a la instalación que se determinarán de acuerdo con las características técnicas de la instalación, su implantación geográfica y las características locales del medio ambiente.

Por tanto, de acuerdo con la Ley IPPC (Prevención y Control Integrados de la Contaminación debido a Actividades Industriales), las autorizaciones ambientales integradas que se

otorguen en su momento a las GIC existentes incluidas en el PNRE deben contener unos valores límite de emisión para los contaminantes SO₂, NO_x y partículas que sean coherentes con lo que establecido en el PNRE. Esto es aplicable tanto a las GIC que tengan compromisos de reducción de emisiones al figurar en las correspondientes “burbujas” como las GIC excluidas por acogerse a la excepción de las 20.000 horas.

Aceptado el PNRE, a partir del año 2008, las instalaciones involucradas en el mismo deben poseer la Autorización Ambiental Integrada derivada de la Ley 16/2002 de IPPC además de cumplir las exigencias de la Directiva GIC, y bajo el supuesto de no superar los valores límite de emisión del entorno próximo, las Comunidades Autónomas están en disposición de otorgar dicha autorización.

La inclusión en el PNRE - GIC de ciertas instalaciones, así como las actuaciones que se realizan en las instalaciones que se incluyan en el mismo, ya sean de tipo tecnológico, de acomodación de número de horas operativas, de cambio de combustibles, etc. vienen condicionadas por el marco global previsto de actuaciones en el sector energético español.

En particular, para el sector eléctrico se establece la coexistencia de dos tipos de planificación, la vinculante en lo referente a las infraestructuras de transporte y distribución eléctricas y la indicativa en cuanto a la generación y comercialización.

Otros de los pilares básicos de la política energética española, compatible con el medio ambiente, lo constituyen el fomento de las energías renovables y el apoyo a las acciones de ahorro y eficiencia energética.

Esta situación supone para el parque eléctrico español un importante cambio tanto a nivel tecnológico como económico, ya que ha habido una fuerte inversión de capital en sistemas de desulfuración, cambios de combustible introduciendo otros con menos contenido de azufre independientemente de las repercusiones en el sector de la minería, especialmente la de lignitos, o limitación de las horas de operación de las centrales hasta alcanzar los VLE máximos permitidos.

Debido al carácter estratégico del carbón autóctono para la contribución al autoabastecimiento energético y para el desarrollo social de determinadas comarcas españolas, se establecen planes de la minería del carbón en España en los cuales entre otros aspectos, se establecen las medidas, instrumentos y mecanismos necesarios para garantizar

la compra por las empresas de generación eléctrica de una cuota de producción de carbón nacional por lo que existe igualmente una relación clara entre estos planes de la minería y el PNRE-GIC.

4.2.5. CONCLUSIONES DEL PNRE – GIC

Para el conjunto nacional de instalaciones existentes la aplicación del PNRE-GIC es de obligado cumplimiento junto con lo establecido para las mismas según la Ley IPPC. Las correspondientes burbujas de dióxido de azufre entre otros, cuyos VLE aparecen en el PNRE-GIC, no han de superarse por las emisiones anuales de dichas GIC a partir del 1 de Enero de 2008.

El PNRE-GIC ha sido elaborado considerando los aspectos relacionados con las condiciones de dispersión de los contaminantes y la legislación relativa a estas condiciones, para determinar los emplazamientos donde las tecnologías aplicables suponen la optimización de los beneficios ambientales.

Con las reducciones propuestas en el PNRE-GIC y en relación con los contaminantes involucrados en la Directiva de GIC, se ha pretendido conseguir el objetivo del techo considerando incluso la entrada de nuevas instalaciones necesarias para cubrir la demanda energética prevista a lo largo del período de funcionamiento del PNRE-GIC. Con ello se van a mejorar las condiciones ambientales atmosféricas en el marco de los compromisos internacionales del Convenio de Ginebra sobre Contaminación Transfronteriza y de la Estrategia Comunitaria para combatir la acidificación.

También se han considerado, en relación con la calidad del aire ambiente, las Directivas de Calidad del Aire, y la Directiva de IPPC (transpuesta a la legislación española en la Ley 16/2002) con la aplicación de la mejores técnicas y tecnologías existentes para adecuar las condiciones ambientales del medio ambiente local. Esta Normativa se ha tenido en cuenta desde el punto de vista de los emplazamientos donde deben aplicarse tecnologías para conseguir el objetivo de no superar los límites de emisión, y desde el punto de vista de la selección de la propia tecnología de reducción.

De la aplicación del PNRE-GIC se espera conseguir reducciones del 80% de las emisiones de SO₂, del 11% de NO_x y del 53% de partículas procedentes de las grandes instalaciones de

combustión existentes. Varias centrales, si se aplica la Normativa Comunitaria de forma estricta, tendrán que reducir sus horas de funcionamiento aunque realizarán las inversiones necesarias para reducir sus emisiones de SO₂. [12]

4.3. DIRECTIVA 2010/75/UE DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO

En Diciembre de 2010, el Diario Oficial de la Unión Europea publica una nueva Directiva de gran interés para la Ingeniería y Gestión Medioambiental: la Directiva 2010/75/UE DEL PARLAMENTO EUROPEO Y DEL CONSEJO, de 24 de Noviembre de 2010, sobre las emisiones industriales (prevención y control integrados de la contaminación).

Con el objetivo de lograr un alto nivel de protección del medio ambiente y la mejora de la calidad ambiental, la Directiva 2010/75/UE establece normas sobre la prevención y el control integrados de la contaminación procedente de las actividades industriales: evitar o reducir las emisiones a la atmósfera, el agua, el suelo y evitar o reducir la generación de residuos.

Se pretende que los titulares exploten sus instalaciones de acuerdo a los siguientes principios generales:

- Tomar las medidas adecuadas de prevención de la contaminación.
- Aplicar las mejores técnicas disponibles.
- No producir ningún contaminante importante.
- Evitar la generación de residuos, y cuando esto no sea posible, minimizar su repercusión en el medio ambiente mediante su reutilización, reciclado, recuperación y eliminación.
- Utilizar la energía de manera eficaz.
- Tomar medidas para prevenir los accidentes graves y limitar sus consecuencias.
- Cesar las explotaciones sin impacto negativo en el entorno.

Esta Directiva actualiza, unifica y refunde siete Directivas existentes (78/176/CEE, 82/883/CEE, 92/112/CEE, 1999/13/CEE, 2000/76/CE, 2008/1/CE, 2001/80/CE) en una sola, y el anexo X ofrece una tabla de correspondencia que facilita la utilización de la Directiva

indicando claramente la correspondencia entre los artículos de ésta y del resto de Directivas actualizadas.

Las Directivas existentes quedaron derogadas el 7 de Enero de 2014, salvo la 2001/80/CE que será derogada el 1 de Enero de 2016.

Cada Estado Miembro debe de hacer la transposición de esta Directiva antes del 7 de Enero de 2013.

La Directiva 2010/75/UE supone un paso al frente en la prevención y control integrados de la contaminación, una obligación para la Administración que ha tenido que realizar su transposición y posteriormente velar por su cumplimiento, una exigencia adicional para las industrias y la oportunidad de un nuevo campo de acción para ingenieros, consultores y asesores medioambientales. [13]

Según esta Directiva, los valores límite de emisión (mg/Nm^3) de SO_2 para instalaciones de combustión que utilicen combustibles sólidos o líquidos con excepción de las turbinas de gas y los motores de gas son los siguientes:

Potencia térmica nominal total (MW)	Hulla y lignito y demás combustibles			Combustibles	
	sólidos	Biomasa	Turba	líquidos	
50 - 100	400	200	300	350	
100 - 300	250	200	300	250	
> 300	200	200	200	200	

Tabla 4.6. Valores límite de SO_2 impuestos por la Directiva 2010/75/UE.

Las instalaciones de combustión, que usan combustibles sólidos y obtuvieron su permiso antes del 27 de Noviembre de 2002 o cuyos titulares hubieran presentado una solicitud completa de permiso antes de dicha fecha, siempre que la instalación se haya puesto en funcionamiento no más tarde del 27 de Noviembre de 2003, y que no se utilicen durante más de 1500 horas de funcionamiento al año como media móvil calculada en un período de cinco años, deberán cumplir un valor límite de emisión de SO_2 de $800 \text{ mg}/\text{Nm}^3$. No es el caso de la central objeto de este estudio.

Para el caso del NO_x , la Directiva establece los siguientes valores límite de emisión (mg/Nm^3) para instalaciones de combustión que utilicen combustibles sólidos o líquidos con excepción de las turbinas de gas y los motores de gas:

Potencia térmica nominal total (MW)	Hulla y lignito y demás combustibles sólidos	Biomasa y Turba	Combustibles líquidos
50 - 100	300 400 (combustión de lignito pulverizado)	200	450
100 - 300	200	250	200
> 300	200	200	150

Tabla 4.7. Valores límite de NO_x impuestos por la Directiva 2010/75/UE.

Para las partículas, esta Directiva establece los siguientes valores límite de emisión (mg/Nm^3) para instalaciones de combustión que utilicen combustibles sólidos o líquidos con excepción de las turbinas de gas y los motores de gas:

Potencia térmica nominal total (MW)	Hulla y lignito y demás combustibles sólidos	Biomasa y Turba	Combustibles líquidos
50 - 100	30	30	30
100 - 300	25	20	25
> 300	20	20	20

Tabla 4.8. Valores límite de partículas impuestos por la Directiva 2010/75/UE.

4.4. LEY 5/2013, DE 11 DE JUNIO, POR LA QUE SE MODIFICAN LA LEY 16/2002, DE 1 DE JULIO, DE PREVENCIÓN Y CONTROL INTEGRADOS DE LA CONTAMINACIÓN Y LA LEY 22/2011, DE 28 DE JULIO, DE RESIDUOS Y SUELOS CONTAMINANTES

La Directiva 2010/75/UE sobre Emisiones Industriales (DEI) aglutina la Directiva 2008/1/CE y otras seis directivas sectoriales sobre limitación de emisiones, en una sola norma que obliga

a determinadas instalaciones industriales a la adopción de medidas de prevención de la contaminación mediante la aplicación de las mejores tecnologías disponibles, la no generación de ninguna contaminación importante, la maximización de la eficiencia energética, la prevención de los accidentes y la recuperación de los lugares de explotación, entre otros aspectos.

La transposición de esta Directiva ha supuesto la modificación de la normativa sectorial relativa a emisiones en materia de grandes instalaciones de combustión, incineración de residuos, uso de disolventes e industria del titanio, así como la Ley 16/2002, de 1 de julio, de Prevención y Control Integrados de Contaminación.

La Ley 5/2013, de 11 de junio, tiene como objetivo la reducción de las emisiones de las actividades industriales en la atmósfera, el agua y el suelo y avanzar hacia una mayor simplificación administrativa. La principal novedad derivada del nuevo marco comunitario sobre emisiones industriales es el reforzamiento de la aplicación de las mejoras técnicas disponibles. El nuevo texto, además de cumplir con la transposición parcial de la Directiva 2010/75/UE sobre emisiones industriales, revisa y modifica la legislación sobre control y prevención integrados de la contaminación, e impulsa una mayor simplificación administrativa, imprescindible en un sector tan importante como el industrial. [21]

Esta Directiva de Emisiones Industriales (DEI) elimina los PNT y las burbujas correspondientes de manera que los VLE decrecerán linealmente desde los existentes del 31/12/2015 hasta el 31/12/2019. El 1 de Enero de 2020 se aplicarán los valores límites individuales.

COMBUSTIBLES DE CENTRALES > 300 MW		
	GIC	DEI
SO₂ mg/m³N	400	200
NO_x mg/m³N	500 ÷ 1200	200
PST mg/m³N	50	20
CO mg/m³N	Sin definir	100

Tabla 4.9. Comparación entre Directiva GIC y Directiva DEI.

BLOQUE II: PARTE ESPECÍFICA

BLOQUE II: PARTE ESPECÍFICA

5. ANÁLISIS DE LOS SISTEMAS DE DESULFURACIÓN DE GASES DE COMBUSTIÓN POR VÍA HÚMEDA

5.1. ÓXIDOS DE AZUFRE

Los óxidos de azufre son un grupo de gases compuestos por trióxido de azufre (SO_3) y dióxido de azufre (SO_2). El más común es el SO_2 , ya que el SO_3 es solo un intermediario en la formación del ácido sulfúrico (H_2SO_4).

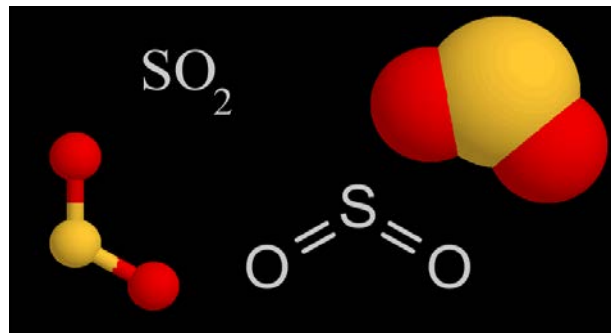


Figura 5.1. Molécula de dióxido de azufre.

El dióxido de azufre es un gas incoloro y no inflamable, de olor fuerte e irritante. Su vida media en la atmósfera es corta, de 2 a 4 días, y casi la mitad de las emisiones vuelven a depositarse en la superficie, mientras que el resto se transforma en iones sulfato (SO_4^{2-}). Se trata de una sustancia reductora, que con el tiempo y en contacto con el aire y la humedad, se convierte en trióxido de azufre. Es soluble en agua, formando una disolución ácida, y aún siendo inestable en estas condiciones, es capaz de formar sales como los sulfitos y bisulfitos.

Es un intermediario importante en la producción del ácido sulfúrico, formándose por la combustión de azufre elemental o de sulfuros, para luego ser oxidado a trióxido de azufre (SO_3), que puede ser transformado directamente en ácido sulfúrico.

Además de su papel como intermediario en la fabricación del ácido sulfúrico, el dióxido de azufre es empleado en otras síntesis. Por ejemplo, si se hace reaccionar con el cloro en compuestos orgánicos se pueden obtener (mediante una reacción de clorosulfonación directa) clorosulfonatos que son precursores de la fabricación de detergentes y otras sustancias.

Fuentes de emisión

Más de la mitad de las emisiones de óxidos de azufre que llegan a la atmósfera se producen por actividades humanas, sobre todo por la combustión de carbón, petróleo y por la industria metalúrgica, debido a que el azufre reacciona con el oxígeno en el proceso de combustión, formando SO_2 . En los procesos metalúrgicos, se liberan grandes cantidades de este gas debido a que se emplean frecuentemente los metales en forma de sulfuros.

En la naturaleza, el dióxido de azufre se encuentra sobre todo en las proximidades de los volcanes y las erupciones que pueden liberar cantidades importantes. En España sus emisiones se concentran en Galicia y Aragón, al estar situadas en estas Comunidades importantes instalaciones productoras de electricidad que usan combustibles de baja calidad. En los últimos años se están produciendo importantes disminuciones en la emisión de este contaminante como consecuencia de estar sustituyéndose los carbones españoles (de baja calidad) por combustibles de importación, más limpios.

Efectos sobre la salud humana y el medio ambiente

El dióxido de azufre es un gas irritante y tóxico. Afecta sobre todo a las mucosidades y a los pulmones provocando ataques de tos, si bien éste es absorbido por el sistema nasal. La exposición a altas concentraciones durante cortos períodos de tiempo puede irritar el tracto respiratorio, causar bronquitis, reacciones asmáticas, espasmos reflejos, parada respiratoria y congestionar los conductos bronquiales de los asmáticos.

El líquido se evapora rápidamente lo que puede provocar congelación al contacto con la piel.

Los efectos de los SO_x empeoran cuando el dióxido de azufre se combina con partículas o con la humedad del aire, ya que se forma ácido sulfúrico, y produce lo que se conoce como lluvia ácida, provocando la destrucción de bosques, vida salvaje y la acidificación de las aguas superficiales. [10]

5.2. SISTEMAS DE DESULFURACIÓN POR VÍA HÚMEDA

5.2.1. INTRODUCCIÓN

La desulfuración vía húmeda, y en especial la que utiliza *caliza* como reactivo absorbente, abarca aproximadamente el 80% del mercado mundial, siendo particularmente empleada en las grandes centrales térmicas. Ello se debe a la elevada eficacia de desulfuración que se alcanza, a la alta disponibilidad y fiabilidad de la planta y a los comparativamente bajos costes de operación. Como reactivo absorbente emplea la caliza tanto por su gran disponibilidad en la mayoría de los países, como por su bajo precio en comparación con otros reactivos. Dependiendo del modo en que se realice la oxidación, forzada o natural, el producto residual puede ser yeso o una mezcla de sulfito y sulfato cálcicos, respectivamente. En el caso de obtener yeso, cuando la calidad del mismo es adecuada, éste puede venderse para ser empleado como material de relleno en la construcción, como constituyente del cemento, o bien para otros fines similares. Una circunstancia fundamental a tener en cuenta, es que la tecnología de los lavadores húmedos está bien establecida, existiendo numerosas plantas en funcionamiento en todo el mundo desde el principio de los años 70. Este hecho supone ciertas ventajas:

- Se dispone de datos de numerosas experiencias satisfactorias en la operación de plantas de este tipo.
- La evolución que ha sufrido la tecnología gracias a su larga experiencia de aplicación, hace que ésta se encuentre en un estado bastante avanzado de desarrollo. Por tanto, se trata de una tecnología madura, disponiéndose de una adecuada comprensión de los mecanismos del proceso y de las técnicas de diseño y operación apropiadas.

Además del proceso que emplea caliza como reactivo absorbente, existen en el mercado otros procesos de desulfuración por vía húmeda. En primer lugar hay que hacer referencia al hecho de que los procesos que emplean caliza, pueden diseñarse también para utilizar *cal*. Ésta, más cara, posee la ventaja de tener una mayor reactividad. Por tanto, en algunos casos puede ser más adecuado el uso de la cal, debido a consideraciones particulares de cada planta. Otro proceso interesante que se lleva a cabo por vía húmeda es el de *doble álcali*, utilizado comercialmente sólo en EE.UU. a partir de los años 70. Este proceso se extendió cuando los primeros lavadores húmedos con caliza se enfrentaban a problemas de formación de depósitos e incrustaciones en el absorbedor, a causa del escaso conocimiento de la química

del proceso y de su relación con los parámetros de diseño y operación. No obstante, la tecnología de doble álcali fue desplazada de nuevo por los sistemas de cal/caliza, cuando los avances en diseño y operación de estas plantas solucionaron sus problemas principales y consiguieron mejorar enormemente su eficacia y disponibilidad. Otros sistemas húmedos que utilizan agua de mar, magnesio, sodio y amoníaco como reactivos absorbentes, ocupan una parte residual del mercado y se hallan, en general, en los primeros estadios de su evolución.

En la actualidad, los diseños de los **sistemas avanzados de desulfuración húmeda** se centran en la consecución de altas eficacias de eliminación de SO₂, elevadas disponibilidades de la planta y bajos costes de inversión y operación. Para alcanzar estos objetivos se incide en los siguientes apartados:

- Mejora de la reactividad de los reactivos absorbentes utilizados (Pakrasi et al., 1990).
- Empleo de aditivos orgánicos (sustancias tampón).
- Prácticas de operación y mantenimiento dirigidas a la prevención de problemas como la aparición de deposiciones e incrustaciones.
- Adecuada selección de los materiales de construcción para prevenir los problemas derivados de la corrosión, la abrasión y la erosión.
- Integración económicamente efectiva de distintos métodos de desulfuración (por ejemplo: inyección de sorbente en caldera, absorción seca y filtro de manga de alta eficacia, Madden et al. 1997) [13]

La planta objeto de este estudio utiliza un sistema de desulfuración por vía húmeda. Éste está constituido básicamente por dos sistemas principales: el de absorción de SO₂ y el de producción de yeso. Así, el sistema de desulfuración consiste en una columna de absorción del SO₂ en la que se emplea como reactivo una disolución de caliza en agua. Dicha disolución se recircula de modo que hay un tiempo de residencia suficiente para que tengan lugar las reacciones. En la parte inferior del tanque de reacción se produce la oxidación mediante la introducción de aire, de manera que se produce un precipitado sólido, y posteriormente se conduce a una serie de clasificadores y dispositivos para separar el sólido del agua. Como subproducto se obtiene yeso (CaSO₄ · 2H₂O) que puede ser comercializado; el efluente generado es tratado en la planta de tratamiento de efluentes de la desulfuración. Se dispone

asimismo de separadores de gotas para atrapar cualquier tipo de arrastre de la corriente de salida de gases.

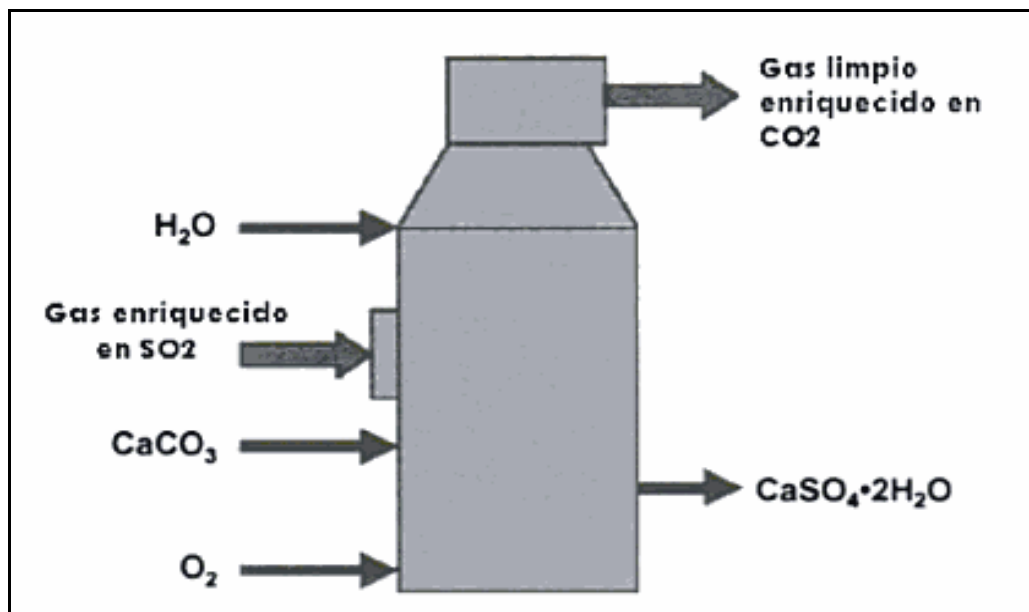


Figura 5.2. Esquema de entrada y salida de gases en el absorbedor.

El esquema general de la Planta de Desulfuración objeto de este estudio aparece reflejado en el Plano 1.

A continuación se analizan cada uno de los sistemas que componen esta Planta de Desulfuración, sus funciones, componentes, descripción y criterios de diseño de cada uno de ellos.

5.2.2. SISTEMA DE MANEJO DE CALIZA

FUNCIONES:

- Descarga de la caliza desde los camiones.
- Molienda de la caliza en los molinos de martillos, previo al almacenamiento en los silos (incluidos también en la descripción del sistema de molienda).
- Transporte de la caliza hasta los silos.
- Almacenamiento de la caliza en los silos.
- Alimentación de la caliza a los molinos de bolas para la preparación de la lechada.

DESCRIPCIÓN:**1. Recepción y descarga de camiones**

El circuito completo de descarga, transporte y almacenamiento de caliza está duplicado. La caliza descargada tiene una granulometría máxima de 30 mm.



Figura 5.3. Cobertizo para la descarga de camiones de caliza.

La Tolva de Descarga de Caliza es metálica con una pendiente mínima en las paredes de al menos 60° . La boca de entrada de la tolva está al mismo nivel que la plataforma de maniobra de los camiones (nivel de suelo). Para maximizar el llenado de la tolva desde los camiones, éstos son capaces de circular por encima de las tolvas y descargar en el centro de las mismas. La boca de entrada de éstas es de 3400×5600 mm.

La boca de salida en el fondo de la Tolva de Descarga de Caliza es de forma rectangular con unas medidas de 700×700 mm. Las salidas están equipadas con cierres de barras manuales.

Para proteger la zona de descarga de la lluvia, aire, etc. la tolva de descarga está protegida por un cobertizo con techo y paredes laterales.

El diseño del cobertizo cuenta con un sistema de captación y filtrado de polvo.

Cada Tolva de Descarga tiene la capacidad suficiente para recibir la carga de un camión de 30 toneladas y un caudal de 42 t/h, ya que es la capacidad de las cintas transportadoras.

2. Transporte de caliza a Silos de Caliza

Existen Alimentadores Vibrantes bajo las Tolvas de Descarga de Caliza.

Cada Alimentador Vibrante lleva una cantidad controlada de caliza hasta las Cintas Transportadoras de Descarga de Caliza.

Existe un Separador Magnético sobre cada una de estas Cintas Transportadoras. Este separador crea un campo magnético para extraer y recuperar cualquier componente metálico mezclado con la caliza. Los Separadores Magnéticos aseguran una excelente recuperación del material metálico. Una correa acanalada conduce las piezas hasta los Contenedores de Metales.

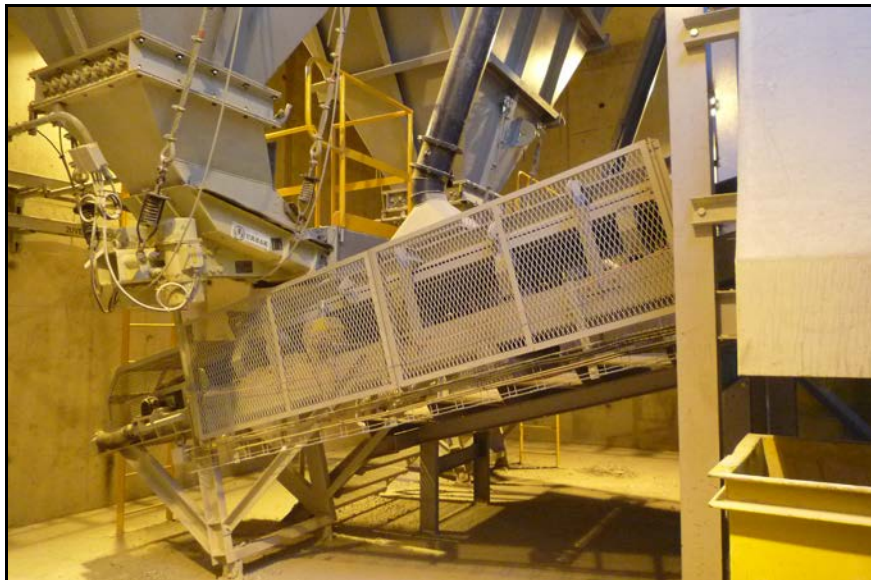


Figura 5.4. Tolvas provistas de Alimentadores Vibrantes y descarga de caliza en las Cintas Transportadoras de Descarga de Caliza.

Los Separadores Magnéticos consisten en un potente imán instalado en una estructura principal que aloja el motor y las poleas de elevación, así como el correspondiente motor / reductor que acciona la correa acanalada que rodea el imán.

Se ha instalado un Sistema de Muestreo en cada Cinta Transportadora de Descarga de Caliza. Además, se instalaron dos poleas de impacto, una antes y otra después de la zona donde se recolecta el material de muestreo.



Figura 5.5. Sistemas de muestreo sobre las Cintas de Descarga de Caliza.

Este sistema de muestreo Tipo Martillo consiste en los siguientes elementos:

1. Conjunto del motor.
2. Recolector de muestras tipo martillo: Este es un elemento móvil en forma de pala, construido en acero inoxidable. Gira 360° alrededor del eje del motor, moviéndose por la cinta transportadora de la que se toman las muestras al doble de la velocidad de la misma. Cuando se detiene bruscamente al llegar a la posición inicial el material cae a un contenedor de descarga.
3. El contenedor de descarga está por un cerramiento; éste conduce el material muestreado hasta un conducto de descarga.

Desde la Cinta Transportadora de Descarga de Caliza el material se envía a dos Molinos de Martillos, uno por cada cinta, donde es molido.



Figura 5.6. Molino de Martillos.

Los Molinos de Martillos son molinos de impacto. En el rotor de los mismos existen puestas a tierra (en la parte inferior de la carcasa). Cada uno tiene una capacidad máxima de molienda de 50 t/h. Los molinos utilizan un circuito abierto para reducir el tamaño de las partículas por debajo de 18 mm. El objetivo de estos molinos es realizar una primera etapa de molienda hasta un tamaño de grano aceptable para los Molinos de Bolas, ya que el tamaño de la caliza que se descarga de los camiones es excesivo.

Desde las Cintas Transportadoras de Descarga de Caliza el material es elevado con los Elevadores de Cangilones.



Figura 5.7. Elevadores de Cangilones.

La cadena de los Elevadores de Cangilones está diseñada para elevadores de alto rendimiento. Los cangilones están sujetos mediante pernos a las piezas de anclaje unidas a la cadena. El accionamiento, colocado en la parte superior, está equipado con un acoplamiento hidráulico y un mecanismo antiretorno. El pie del elevador incorpora un sensor de llenado. La velocidad de la cadena se controla mediante un detector inductivo en la parte superior del elevador y un indicador en el panel de control. El sistema de elevación (de tipo contrapeso) se encuentra en la parte superior del elevador. El conjunto incluye un elemento hidráulico que facilita la colocación y extracción de la cadena.



Figura 5.8. Detalle de cangilón en el Elevador de Cangilones.

Cada Elevador de Cangilones descarga el material en una Cinta Transportadora de Almacenamiento de Caliza que a su vez descarga en una Cinta Transportadora de Almacenamiento Reversible. Estas Cintas Transportadoras de Almacenamiento de Caliza son de longitudes diferentes aunque el resto de las características son idénticas.

Las Cintas Transportadoras de Almacenamiento Reversibles permiten alimentar cualquiera de los silos de caliza.

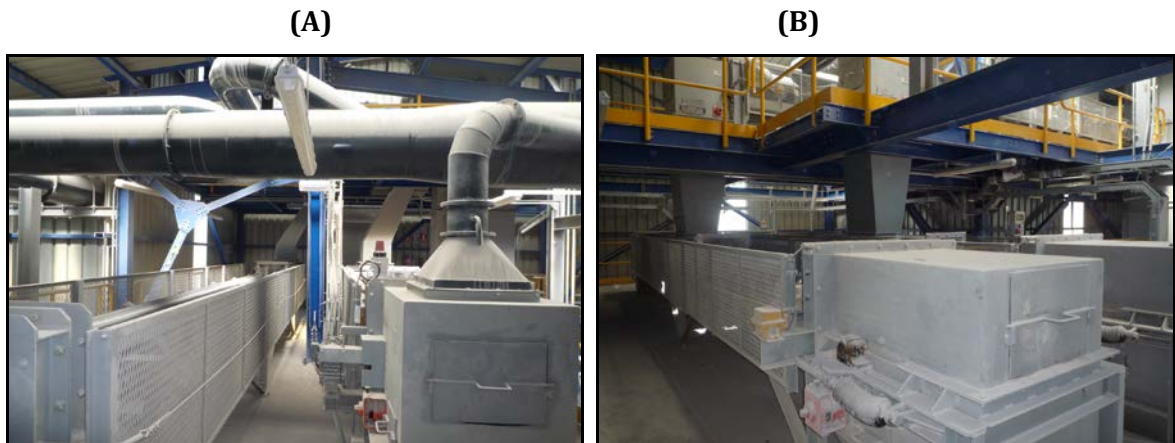


Figura 5.9. Cintas transportadoras de caliza:

(A) Cinta Transportadora de Almacenamiento de Caliza.

(B) Cinta Transportadora de Almacenamiento de Caliza (Reversible).

3. Almacenamiento de Caliza

Los Silos de Caliza tienen un cuerpo cilíndrico de 9 m de diámetro y una capacidad de 650 t (almacenamiento para 2,5 días). Están contruidos mediante chapas de acero al carbono adecuadamente reforzadas con rigidizadores por el exterior.

El fondo del silo tiene dos conos de descarga de acero al carbono con una pendiente mínima de 60°, provistos de dos cierres de barras. También disponen de un fondo vibrante para facilitar la descarga a las cintas transportadoras de dosificación.

Los silos de caliza están soportados de forma independiente mediante 4 apoyos. Se colocó un cerramiento exterior con techo y paredes en la parte superior de los silos para albergar la cinta de carga de los mismos. Se instaló una escalera como acceso a este cerramiento desde el nivel del suelo.



Figura 5.10. Silos de Almacenamiento de Caliza.

El elemento dosificador o fondo cónico está suspendido del anillo de sujeción del silo mediante un sistema de amortiguación de vibraciones que previene la transmisión de vibraciones al silo. Está provisto de un vibrador eléctrico con masas excéntricas ajustables.

Cada silo tiene un cono de descarga que consta de un cierre plano con una sección cuadrada de 500 mm. Esta pieza cierra o abre la boca de descarga del Silo de Caliza. La estructura metálica y la estructura soldada formada de secciones acanaladas, forman una carcasa con una compuerta corrediza. El ensamblaje completo es de acero al carbono.

Existe un cierre ajustado que previene que haya fugas al exterior alrededor de la compuerta, donde pasa por la carcasa, mediante una empaquetadura que se puede ajustar con palancas laterales.

La caliza se descarga de los Silos de Caliza en su correspondiente cinta transportadora dosificadora. Estas cintas descargan el material en los Molinos de Bolas.



Figura 5.11. Cintas Transportadoras de Dosificación.

4. Equipos de filtrado / captación de polvo

Para minimizar la contaminación ambiental de la Planta, los mayores focos de emisión llevan un cerramiento para evitar la propagación del polvo. Estos cerramientos están conectados a sus correspondientes equipos de captación de polvo y filtración.

Los filtros de mangas están operando continuamente. Llevan un sistema de limpieza automático que consiste en enviar impulsos de aire a contracorriente siempre que el transmisor de presión diferencial detecte que la caída de presión está por encima de un determinado valor máximo.

La limpieza es automática pero en caso de que se encuentre en modo manual, la frecuencia y duración de la limpieza se regula mediante un temporizador incorporado en el equipo.

La máxima relación de llenado será de 1,6 m³ por metro cuadrado y por minuto.

El polvo recogido en los filtros se devuelve automáticamente al flujo normal de la caliza.



Figura 5.12. Equipos de filtrado/captación de polvo.

La captación de polvo se realiza mediante dos líneas independientes:

- Captación de polvo en la cubierta de descarga de camiones: Dos equipos completos idénticos están colocados en la parte superior del cobertizo. Cada uno de ellos consisten en dos cámaras, cada una con alrededor de 54 mangas, que incluyen puertas de acceso para la sustitución de las mangas, sistema de limpieza que incluye depósitos de aire comprimido,

inyectores, válvulas de membrana, cuadros eléctricos y pequeños accesorios, una tolva de descarga piramidal que descarga a un alimentador vibrante con un motor de 0,75 KW y a un tornillo sinfín que devuelve el polvo a las cintas. También consta de dos silenciadores para mantener el ruido por debajo de los 85 dB (A) a 1m. El silenciador va colocado verticalmente por encima de la descarga del ventilador.

- Captación de polvo en los circuitos de transporte, molienda, almacenamiento y dosificación: El transporte completo de caliza, la primera etapa de molienda, almacenamiento y dosificación lleva un sistema de captación de polvo colocado en la parte superior del silo. El sistema recoge el polvo de los siguientes puntos:

- La carga del elevador de cangilones.
- Parte superior del elevador de cangilones
- Descarga de la cinta transportadora.
- Salida de los silos a las cintas transportadoras de dosificación.



Figura 5.13. Filtro de Mangas.

El sistema (cada línea) consta de:

- 1 filtro de mangas, 2 cámaras, cada una con alrededor de 35 mangas.
- La parte superior de los filtros, que incluye puertas de acceso para el cambio de las mangas.
- La parte superior de los filtros, que incluye puertas de acceso para el cambio de las mangas, sistema de limpieza que incluye depósitos de aire comprimido,

inyectores, válvulas de membrana, cuadros eléctricos de las válvulas actuadas, elementos de conexión y accesorios e instrumentación diversos.

- Una tolva piramidal que descarga el polvo por un alimentador vibratorio accionado por uno motor de 0,75 KW.
- Un ventilador accionado por un motor.
- Válvulas manuales de mariposa en cada toma de aire sucio.
- 1 silenciador

CRITERIOS DE DISEÑO

El circuito de descarga, transporte y almacenamiento está duplicado. La caliza que se recibe tiene una granulometría máxima de 30 mm.

Los silos de caliza están diseñados para una capacidad de 650 t (almacenamiento para 2,5 días).

El sistema de descarga y almacenamiento está diseñado para una capacidad de 50 t/h.

5.2.3. SISTEMA DE MOLIENDA DE CALIZA

FUNCIONES:

El sistema de molienda prepara la caliza para que tenga la calidad y cantidad requeridas para el proceso de desulfuración. En apartados siguientes se especifican las características que ha de tener la piedra caliza para obtener un buen rendimiento en la desulfuración de gases de combustión.

DESCRIPCIÓN:

El sistema tiene dos líneas de molienda idénticas, cada una del 100% de capacidad. Una de las líneas está en operación mientras la otra permanece en reserva.

Debido a que el tamaño de grano de la caliza suministrada es demasiado grande para el Molino de Bolas (0-30 mm) se han incluido dos líneas de premolienda para reducir el tamaño de grano antes de la entrada a los Silos de Almacenamiento de Caliza. En cada línea está instalado un molino de martillos como se ha expuesto anteriormente.



Figura 5.14. Molino de Bolas.

La caliza es transportada al sistema de molienda mediante las Cintas Dosificadoras desde los Silos de Caliza a uno de los dos Molinos de Bolas Húmedas que esté operativo. El agua para la preparación de la lechada es agua de filtrado que proviene del Tanque de Retorno de Filtrado y que está conectado con el circuito de molienda a través de dos líneas cada una con una válvula neumática todo/nada. El agua de filtrado se envía a cada Molino de Bolas (agua de molienda). La cantidad de agua enviada al molino es controlada por una válvula de control que recibe la señal de un caudalímetro situado en la línea de alimentación y que está continuamente midiendo la cantidad de agua empleada en la preparación de la lechada.

La lechada de caliza obtenida tras el proceso de molienda se conduce a los Tanques de Molienda mediante un conducto de descarga de 400 x 250 mm. Esta lechada que proviene del tanque se mezcla con agua de dilución cuyo aporte es controlado por una válvula de control que deja pasar más o menos caudal en función de la señal enviada por un caudalímetro. Cada tanque tiene un agitador continuamente en funcionamiento para evitar la sedimentación. El nivel en el tanque está controlado por un transmisor de nivel tipo radar para controlar tanto el agua de entrada como la operación de las Bombas de Molienda.

La lechada se lleva hasta los Hidrociclones de Caliza desde el Tanque de Molienda mediante una de las dos Bombas de Molienda. En la aspiración de cada una de las bombas están

instaladas una válvula neumática, válvulas de drenaje así como indicadores de presión. Cada una de las líneas de impulsión cuenta con válvulas de corte neumáticas, válvulas de lavado a presión automáticas e indicadores de presión locales. Las bombas cuentan además con una conexión de agua de sellado y con válvulas neumáticas para controlar el aporte de agua de proceso para el sellado. En las conexiones de aspiración de las bombas existen juntas de expansión para absorber los posibles desplazamientos diferenciales que se puedan producir.



Figura 5.15. Bomba de Molienda de Caliza.

La línea de descarga común de las bombas tiene dos tramos de manguera flexible. Este tipo de elemento se utiliza en los codos con el fin de minimizar la erosión de la línea en estas zonas más conflictivas. En la línea de alimentación a cada uno de los hidrociclones de caliza existe un transmisor de presión.



Figura 5.16. Hidrociclones de Caliza.

La fracción pesada se queda en el tanque de rechazo de los hidrociclones y vuelve a ser introducida en los molinos por gravedad.

La fracción ligera se conduce por gravedad al tanque de lechada de caliza. En la línea de alimentación al tanque de lechada desde cada uno de los Hidrociclones hay instalado un medidor de densidad, que cuenta con un bypass de la línea principal donde se instala un orificio de restricción y una conexión para el lavado automático del instrumento.

Las líneas de drenaje de los diferentes equipos del Sistema de Molienda son conducidas por canales de drenaje al Pozo de Drenaje de la Zona de Caliza.

CRITERIOS DE DISEÑO:

El sistema está formado por dos líneas de molienda completas, cada una de una capacidad de 10,9 t/h, una en operación mientras la otra permanece en reserva. Cada molino tiene la capacidad de producir la lechada de caliza necesaria para 24 horas de operación continua de la Desulfuración.

La caliza es utilizada como absorbente y se alimenta a los Molinos de Bolas Húmedas con un tamaño de grano de 0-20 mm.

El producto final es lechada de caliza con las siguientes características:

Densidad	1222 kg/m³
Contenido en sólidos	30% (en peso)
Tamaño de partícula más del 90%	< 40 μm

Tabla 5.1. Características de la lechada de caliza.

La velocidad de diseño de las líneas de lechada del sistema de molienda es de 1,5 a 3,0 m/s.

Las líneas y/o las bombas del sistema cuentan con válvulas de drenaje para prevenir la sedimentación de sólidos cuando el sistema se pare.

Los equipos y las tuberías son de materiales capaces de aguantar las propiedades corrosivas y abrasivas de la lechada.

5.2.4. SISTEMA DE ALIMENTACIÓN DE LECHADA DE CALIZA

FUNCIONES:

El sistema de alimentación de lechada es el encargado de almacenar la lechada de caliza y alimentar al Absorbedor con ésta.

DESCRIPCIÓN:

La lechada preparada en el sistema de molienda se conduce desde el rebose de los Hidrociclones de Lechada de Caliza hasta el Tanque de Alimentación de Lechada. El Tanque de Alimentación de Lechada tiene una capacidad de almacenamiento para 8 horas de operación.

El nivel en el tanque se controla en todo momento mediante un medidor de nivel remoto. El tanque está equipado con una línea de agua de proceso y líneas de rebose y drenaje que llevan la lechada al Pozo de Drenajes de la Zona de Lechada.

El Tanque de Alimentación de Lechada es agitado continuamente con el Agitador del Tanque de Alimentación de Lechada para evitar que los sólidos se depositen en el fondo del depósito y para mantener una concentración de lechada constante.

En el Tanque de Alimentación de Lechada se almacena lechada con concentración del 30%, la cual es enviada al Absorbedor como reactivo mediante las Bombas de Alimentación de Lechada. El caudal se controla mediante una válvula de control. El caudal de alimentación es proporcional a la cantidad de SO₂ a eliminar, calculado con el caudal de gases de entrada y su concentración de SO₂. El ajuste de la válvula de control depende del pH de la lechada que hay en el Absorbedor. Se instala una línea de by-pass de esta válvula para la carga de lechada inicial.

Hay instaladas dos Bombas de Alimentación de Lechada del 100% de capacidad, centrífugas y de velocidad constante. Una en operación y la otra en reserva.

En la aspiración e impulsión de las bombas hay colocadas válvulas neumáticas. Están enclavadas con las bombas.

También existen válvulas de drenaje y aclarado en la aspiración/descarga de las Bombas de Alimentación de Lechada. El lavado y drenaje se realiza automáticamente cuando se detiene la bomba en operación para prevenir la sedimentación de los sólidos en las líneas.



Figura 5.17. Tanque de Almacenamiento de Lechada de Caliza.

La válvula de aclarado está instalada en la línea de impulsión común entre las bombas y el Absorbedor. Esta línea se abre automáticamente.

Existen dos medidores de concentración en la línea de alimentación de lechada junto con un caudalímetro. También se dispone de una línea de retorno al tanque para prevenir la sedimentación de los sólidos ya que el caudal de entrada al Absorbedor varía en función de la carga de SO₂.

CRITERIOS DE DISEÑO:

El sistema de lechada está diseñado para las siguientes condiciones máximas, de forma que puede operar bajo cualquier condición de diseño de la Planta de Desulfuración.

Caudal de humos húmedo	1350000 Nm³/h
Concentración seca de SO ₂	4507 mg/Nm³
Capacidad de almacenamiento del tanque de alimentación de lechada	8 horas
Caudal de lechada al absorbedor	62,4 m³/h
Concentración de sólidos en la lechada	Máx: 30 % (en peso)
Densidad de la lechada	1234 kg/m³

Tabla 5.2. Condiciones máximas de operación de la Planta de Desulfuración.

Otros criterios de diseño son:

Velocidad de la lechada en las líneas	1 a 3 m/s.
Concentración de CaCO ₃ en la lechada	Min: 90 - 97 % en peso

Tabla 5.3. Otros criterios de diseño de la Planta de Desulfuración.

5.2.5. SISTEMA DE GASES DE COMBUSTIÓN

FUNCIONES:

- Conductos de gases de combustión captando gases de la caldera existentes y conductos de by-pass hacia la chimenea existente.
- Sistema para conducir los gases de combustión desde el punto de captación hacia la FGDP y extraerlos vía absorbedor de los conductos by-pass.
- Sistema GGH, que servirá para transferir calor desde los gases de combustión sin tratamiento hacia los gases tratados.
- Sistema dispuesto para forzar una cantidad determinada de gases de combustión hacia la FGDP, por medio de ventiladores de refuerzo.
- Sistema de aire de sellado, dispuesto para mantener tal presión en las cámaras de aire de sellado de todos los registros de la FGD, para que se alcance una estanqueidad al 100 %, cuando los registros estén cerrados.

DESCRIPCIÓN:

1. Descripción de conexiones

La capacidad del sistema FGD se diseñó para tratar la totalidad del volumen de gases de combustión del grupo de la caldera. Los gases de combustión se transportan hacia el sistema FGD a través de los conductos de gases. Los Registros de Entrada FGD están localizados en los conductos a la salida de la caldera, donde comienza el conducto de entrada FGD.

Los conductos de by – pass transcurren desde salidas individuales de ventiladores hacia la chimenea. Los Registros de By – Pass FGD están localizados en los conductos by-pass.

Los gases de combustión procedentes de la caldera se impulsan arriba hacia del Absorbedor con el BUF que es un ventilador del tipo axial. Desde el conducto del lado caliente sin tratamiento, los gases de combustión luego se introducen al GGH. En él, los gases calientes sin tratamiento se enfrían mediante recuperación de calor, al circular a través de los elementos del GGH.

Los gases de combustión enfriados (lado gases fríos sin tratamiento) se introducen al Absorbedor por el conducto del lado frío sin tratamiento. El SO₂ en los gases lado frío sin tratamiento, luego se capta por contacto estrecho con el lodo absorbente en el Absorbedor.



Figura 5.18. Conductos de gases.

Los gases de salida del Absorbedor (gases fríos tratados) se vuelven saturados e incluyen vahos de acarreo con sólidos. Éstos se eliminan al pasar a través del -Eliminador de Gotas. A continuación, los gases de combustión se introducen al GGH por el conducto lado tratado frío y se vuelven a recalentar por el calor recibido de los gases calientes sin tratamiento.

Los gases recalentados (gases calientes tratados) se expulsan a través de la chimenea una vez conectados al conducto lado gases calientes tratados y conducto bypass vía Registro de Salida FGD.

Los instrumentos necesarios, como son el termopar, el indicador de tiro, el indicador de SO₂ y el puerto de ensayo para la medición de la velocidad de caudal de gases de combustión, de la concentración de SO₂ y de la concentración de polvo, se encuentran instalados en el conducto principal de entrada.

Los gases de combustión pueden dirigirse a la FGDP cuando el caudal de gases de combustión húmedos sobrepasa un mínimo de 750000 Nm³/h.

Los conductos están fabricados de acero con aislamiento térmico. El conducto está equipado con instalaciones suplementarias y de seguridad: juntas de dilatación, aperturas de acceso y aperturas de inspección con plataformas de mantenimiento y plataformas de acceso.

La sección terminal del conducto al Absorbedor lleva protección anticorrosiva. La entrada del conducto al Absorbedor se ha realizado de tal manera que se evite el acceso de espuma desde el Absorbedor al conducto de gases de combustión.

2. Calentador Gas - Gas (GGH)



Figura 5.19. Calentador Gas - Gas (GGH).

El Calentador Gas - Gas (GGH) rotativo y regenerativo, se usa para transferir calor desde los gases de combustión sin tratamiento a los gases tratados. Los gases de combustión tratados se recalientan a 80°C o más para todo el ámbito operativo de la FGD con el fin de evitar corrosión en los equipos aguas abajo, y se expulsan por la chimenea existente.

El GGH cuenta con un Ventilador de Barrido para reducir las fugas de gas desde el lado sin tratamiento al lado tratado, y se opera de forma continuada.

El GGH también viene provisto de cuatro Ventiladores de Aire de Sellado, dos de los cuales (uno operativo y el otro en reserva) son para sellado de eje, y para cada soplador de hollín se usan otros dos ventiladores integrales de aire de sellado. Se opera de forma continuada.

El lavado se obtiene mediante bomba de alta presión suplida por el sistema de agua industrial.

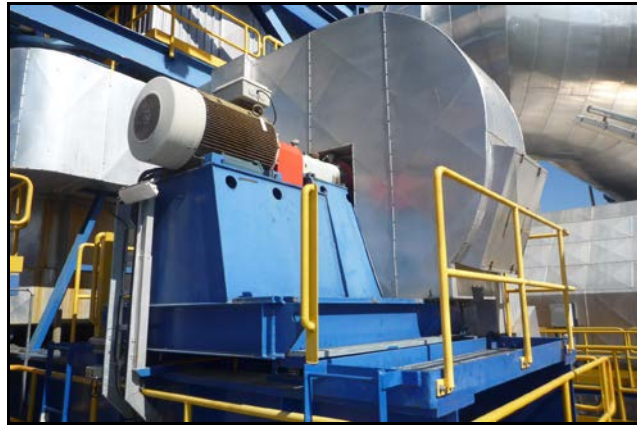


Figura 5.20. Ventilador de Barrido del GGH.

3. Ventilador de Refuerzo (BUF)

El BUF es del tipo axial de un escalón, con control electrohidráulico de la posición de paletas durante su operación, para conseguir un caudal variable.

El BUF está instalado en el paso de los gases entre el punto de conexión de los conductos y la FGDP.

El BUF está instalado entre los conductos de salida de gases de la chimenea y la FGDGP.

El BUF está provisto de dos Ventiladores de Aire de Sellado (uno operativo y otro en reserva) para el sellado de la cámara de alojamiento de los cojinetes interiores con el fin de evitar la entrada de gases de combustión a la sección de esta parte del ventilador. Se opera de forma continuada.



Figura 5.21. Ventilador de Refuerzo (BUF).

El BUF está equipado con un sistema de alimentación de aceite de control y de lubricación, para el control y para la lubricación. El sistema se compone de dos Depósitos de Aceite BUF: uno para Control BUF, incluyendo dos bombas de aceite (una operativa y una en reserva) y otro para Lubricación, incluyendo dos bombas de aceite (una operativa y una de reserva). Los dos depósitos van equipados con Enfriador de Aceite.

El agua de enfriamiento para el motor BUF y para el enfriamiento de aceite, se capta del sistema de agua de enfriamiento.

El BUF está equipado con:

- Mando a distancia del caudal ajustándose el ángulo de las paletas del ventilador.
- Sistema antibombeo.
- Dispositivos de alarma de la temperatura máxima de los cojinetes.
- Sistema de supervisión de vibraciones.
- Sistema de protección a la parada.
- Sistema de alimentación de aceite de control y lubricación con sensores para protección y fines de conmutación.

4. Registros y su sistema de aire de sellado

Todos los registros son del tipo persiana y se componen de:

- Una carcasa bridada.
- Un accionador eléctrico con rueda manual para los registros de entrada y registros de salida.
- Un sistema accionador neumático para los registros de by – pass.
- Sistema de sellado por aire de sobrepresión con calentamiento

El tamaño de los registros es adecuado para el corte transversal de los conductos en los lugares donde irán instalados.

Los elementos móviles de los registros van montados a charnela en los bastidores de soporte, con los cuales van fijados al revestimiento de los conductos (los registros son del tipo persiana).

Los segmentos tienen mando por accionadores eléctricos para los registros de entrada y registros de salida, con una rueda manual (para operación manual del registro, abierto o cerrado). El mando únicamente trabaja en dos posiciones: abierto – cerrado.

La estanqueidad de los registros se consigue mediante sellos elásticos en los cantos de los segmentos móviles, donde tocan el bastidor de soporte, y adicionalmente, se suministra el aire de sellado desde el sistema de aire de sellado de sobrepresión. En los bastidores de estos registros está instalado un tubo de conexión de aire de sellado.

Los registros vienen provistos de dos Ventiladores de Aire de Sellado comunes para su sellado, etc. (1 o 2 operativos y 1 o 2 en reserva). En caso de operación by-pass de la FGD, el aire de sellado suministrado a los Registros de Entrada FGD se calienta mediante un calentador eléctrico para prevenir la corrosión. En operación normal con la FGD operativa se desconecta el calentador eléctrico.

Con anterioridad a los registros, en la conexión del aire de sellado, están instalados elementos de calefacción eléctrica para calentar el aire de sellado a la temperatura de unos 140°C. Detrás del calentador se encuentra ubicado un sensor de temperatura. Partiendo de la temperatura predeterminada y de la real, se conectan o desconectan de la operación los elementos calefactores del calentador. Cuando el registro está cerrado, se mide la presión del aire de sellado contra el nivel de presión fuera de los registros (medición - Δp).

La posición de todos los registros, abierto o cerrado, está señalizada con un sensor de posición. La posición de los registros de aire de sellado se sincroniza con la posición de los registros.

Todos los registros se controlan desde la sala de control de la FGDP aunque también existe la posibilidad de controlarlos en caso de situaciones de incidencia.

CRITERIOS DE DISEÑO:

1. Sistema de conductos de gases de combustión

Las dimensiones de los conductos fueron seleccionadas en consideración de velocidades de flujo admisibles (menores a 18 m/s) y de velocidades que limitan en un nivel mínimo de sedimento de conducto de cenizas a caudales mínimos.

El sistema de conductos cuenta con el equipo necesario de medición, manejo y control, así como los dispositivos de seguridad, para facilitar el mando a distancia de los accionamientos de los dispositivos y de su mantenimiento.

Los conductos de gases de combustión son de acero estructural al carbono normal, espesor de 6 mm, en general. Es importante destacar que en la zona de retorno de gases a la chimenea, los materiales son altamente aleados para evitar la corrosión por la condensación de gases del proceso de absorción.

Los conductos están equipados con soportes, refuerzos, registros, juntas de dilatación, aperturas de acceso, conexiones de medición y púas de aislamiento. Todos los accesorios montados, como son los puertos de acceso con grapas de cierre, deflectores, y aperturas de medición forman parte integral de los conductos.



Figura 5.22. Detalle del montaje de los conductos de gases de combustión.

Existe un número adecuado de aperturas del tamaño requerido según la normativa y de fácil acceso. Las aperturas abren y cierran con facilidad y con seguridad. Las aperturas de acceso están equipadas con suspensiones o articulaciones. Existen asas en las partes superior e inferior de las aperturas.

Los conductos calientes cuentan con aislamiento térmico exterior, de lana mineral, para minimizar las pérdidas de calor.

A continuación se detallan los criterios de diseño para gases de combustión brutos:

Flujo máximo continuo de gases de combustión	1350000 Nm³/h
Flujo mínimo continuo de gases de combustión	750000 Nm³/h
Contenido de polvo en gases de combustión	440 mg/Nm³.
H ₂ O	4% vol
Temperatura de gases de combustión posterior a ventiladores	124 - 169°C

Tabla 5.4. Características de los gases de combustión.

2. Registros de gases de combustión

Los registros trabajan en condiciones de operación y resisten las circunstancias del medio ambiente, de manera que cumplen con todos los requisitos operativos. Los registros soportan la presión dada en el conducto.

Los tiempos de operación de los registros cumplen con los requisitos operativos de la Central Térmica y de la Planta de Desulfuración.

Las pérdidas de presión de los registros han sido minimizadas.

Los registros vienen conectados a los conductos por soldadura. La estructura de los registros se diseñó de manera que se minimicen las tensiones internas de los registros y las paletas se diseñaron para cumplir con las condiciones de operación.

Todos los registros que requieren un 100 % de estanqueidad del flujo de gases de combustión están provistos de aire de sellado a presión, si fuera necesario, para conseguir la estanqueidad. Juntas aleadas están instaladas alrededor de la periferia de las paletas de registro.

Los registros llevan accionadores: Registros de Entrada FGD y de Salida FGD eléctricos, y Registros de By - Pass FGD neumáticos. Los mandos e instrumentación asociados cumplen con requisitos de operación. El sistema de apoyo y articulación es altamente eficiente y requiere de poco mantenimiento.

Los registros llevan aislamiento térmico externo, de lana mineral, para minimizar la pérdida de calor a través de los registros.

La carcasa está adecuadamente reforzada de acuerdo con los requisitos estáticos para las condiciones mecánicas de diseño, y diseñada para su montaje dentro de los conductos. Cada sección de registro consta de cuatro orejetas para izar.

La carcasa está diseñada para aislamiento externo. Las paletas se diseñaron como una construcción sólida. Se montaron dos chapas como muñones de monoeje y se armaron con refuerzos entre las chapas. Los muñones de eje sólidos de los registros se diseñaron estáticamente para los esfuerzos relacionados y se soldaron a las paletas en los lados accionamiento y posterior del registro.

Están instaladas prensaestopas externas especiales en el lado accionamiento de la carcasa del registro para sellado estanco del paso del muñón a través de la carcasa del registro. Las prensaestopas se diseñaron como prensaestopas "flotantes", lo que significa que la empaquetadura de la prensaestopa no se desvía durante el movimiento de paleta, o debido a expansión térmica, y se mantendrá estanco al gas.

Se montaron cojinetes de bolas bridados libres de mantenimiento en el exterior a la carcasa lado accionamiento para dar soporte a los muñones. En el lado posterior se existen cojinetes lisos cerrados.

Los cojinetes están diseñados para evitar atascamiento de las paletas, incluso bajo condiciones arduas. Los cojinetes llevan lubricación de por vida.

3. Sistema de aire de sellado

Los ventiladores de aire de sellado son ventiladores dinámicos, de alta presión, y de aspiración unilateral.

La presión en la cámara de aire de sellado de registro debe ser superior a la de los gases de combustión del entorno. La presión diferencial entre la cámara de aire de sellado y el conducto de gases de combustión se supervisa de forma permanente en cada registro sellado.

Para el sistema de aire de sellado de los registros de entrada a la entrada y salida del ventilador de refuerzo, el sistema de unidades de calefacción permite calentar el aire de sellado hasta los 40°C a una temperatura de intemperie $T = -14^{\circ}\text{C}$. La capacidad de los

calentadores de aire de sellado se seleccionó para que se pudiera alcanzar la necesaria temperatura de aire de sellado, mientras el aire de aspiración del ventilador de aire de sellado de registro se encuentra a temperatura ambiente. La temperatura del aire de sellado se supervisa de forma continuada.

La tubería del aire de sellado se diseñó para tener una longitud lo más corta posible siendo la más directa posible desde la estación de aire de sellado hacia los registros. La velocidad de diseño del aire de sellado es de $10 \text{ m/s} \pm 5 \text{ m/s}$. La tubería de aire de sellado es galvanizada y aislada al calor a continuación de los calentadores.

5.2.6. SISTEMA DE ABSORCIÓN

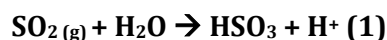
FUNCIONES:

El componente más importante de la planta de desulfuración de gases de combustión es el Absorbedor. Es donde tienen lugar las reacciones químicas para asegurar que el SO_2 (componente principal), HCl, HF se eliminan de los gases de combustión.

En estas reacciones, se utiliza como absorbente la piedra caliza.

Las principales reacciones químicas son las siguientes:

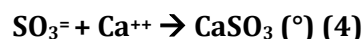
En la zona de contacto, el SO_2 pasa de fase gaseosa a fase acuosa, es decir, el SO_2 se disuelve:



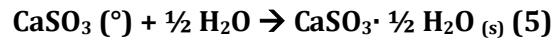
Los iones de hidrógeno formados reaccionan con la piedra caliza ya disuelta:



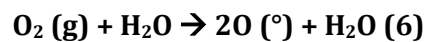
Una fracción de los iones de bicarbonato y bisulfito formados reacciona directamente para formar sulfito cálcico:



Durante el período de contacto, el nivel de pH de la lechada de depuración disminuye por lo que prácticamente todos los iones de calcio y bisulfito formados permanecen en la solución moderadamente supersaturada. Sólo una pequeña fracción precipita como sólidos:



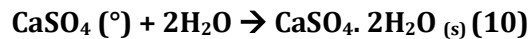
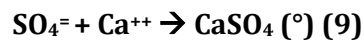
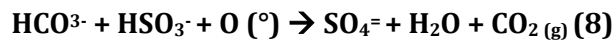
La aireación en el tanque del Absorbedor es el resultado principalmente de la conversión de oxígeno de la fase gaseosa en el estado disuelto:



En paralelo con esto, se disuelve carbonato cálcico sólido:

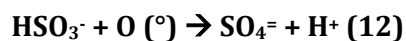


Los restantes iones de bicarbonato y bisulfito reaccionan predominantemente con el oxígeno disuelto en el colector del Absorbedor para formar sulfato cálcico:

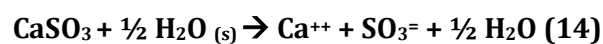


La aireación en el tanque del Absorbedor no sólo proporciona el oxígeno necesario, sino que además expulsa CO_2 de la solución.

Los iones de sulfito que se han formado entretanto en el colector se combinan también con oxígeno para formar iones de sulfato:



Los cristales de sulfito cálcico que precipitan de la solución vuelven a disolverse casi por completo en el tanque del Absorbedor, donde reaccionan a continuación con oxígeno, como se ha indicado arriba.



Aquí, la disolución no se acelera por efecto de valores bajos de pH, sino más bien por una reducción del nivel de saturación de sulfito de la lechada, porque los iones de sulfito disponibles están sometidos continuamente a una oxidación y conversión forzada en iones de sulfato.

Los diversos pasos de reacciones, mostrados arriba consecutivamente, tienen lugar en la realidad de forma simultánea y continua.

Acoplado con estas reacciones acuosas hay un consumo continuo del absorbente (CaCO_3), con formación de yeso dihidrato como producto de la reacción. La alimentación de absorbente al Absorbedor ya se ha descrito en el punto 3.3.3.

Con objeto de facilitar unas condiciones de funcionamiento de estado permanente, una parte del caudal de lechada, en proporción a la cantidad alimentada de lechada de piedra caliza al Absorbedor que depende de la cantidad de SO_2 eliminado, se extrae del tanque del Absorbedor por medio de la Bomba de Purga de Yeso y se envía al Tanque de Alimentación de Filtros Banda. Esta función se explica en la descripción del Sistema de Secado de Yeso.

La corriente de gases en la salida del Absorbedor, de la cual se han eliminado la mayoría de los contaminantes gaseosos, está saturada de vapor de agua. Estas pérdidas de agua intrínsecas, así como las fracciones de agua descargadas con los efluentes y la humedad residual de yeso se reponen con agua de proceso.

La mayor parte del agua de proceso se suministra al Absorbedor a través de la instalación de lavado del Eliminador de Gotas así como directamente al Absorbedor desde el Tanque de Retorno de Filtrado a través de la línea de suministro de agua de proceso.

DESCRIPCIÓN:

El Absorbedor consta de una torre de pulverización a contracorriente y de un tanque de reacción integrado situado en el fondo.

Los gases de combustión entran en la zona inferior del Absorbedor a una velocidad y con un ángulo de entrada calculados para minimizar las perturbaciones dentro del Absorbedor.

El SO_2 y otros contaminantes se eliminan a medida que los gases de combustión fluyen hacia arriba a través de la zona de pulverización. Se recogen gotas de líquido de los gases de combustión a medida que éstos pasan a través de los Eliminadores de Gotas.



Figura 5.23. Parte superior del Absorbedor de gases de combustión.

Los gases se depuran mediante la recirculación de lechada de yeso/piedra caliza. El sistema de pulverización del Absorbedor consta de cuatro cabezales de pulverización equipados con boquillas de pulverización. En este sistema de pulverización, el enfriamiento de los gases de combustión y la eliminación del polvo y del SO_2 se realizan simultáneamente mediante el contacto de los gases de combustión con lechada absorbente pulverizada a través de boquillas de pulverización.

Las boquillas son del tipo de cono hueco y se fabrican de material cerámico (SiC). Las boquillas se vacían por gravedad.



Figura 5.24. Entrada de lechada de caliza en el Absorbedor.

La lechada absorbente formada por piedra caliza y yeso se almacena en la parte inferior del Absorbedor y se envía a cada cabezal de pulverización mediante cuatro Bombas de Recirculación desde la parte inferior (tanque) del absorbedor a los niveles de pulverización y a las boquillas. Durante el funcionamiento normal, se hacen funcionar tres Bombas de Recirculación del Absorbedor y una bomba está de reserva.

Las Bombas de Recirculación del Absorbedor son del mismo tipo, pero están optimizadas individualmente para conseguir un consumo de energía mínimo. Cada Bomba de Recirculación está equipada con una conexión para tubo flexible para el lavado del cierre mecánico.

Un caudal controlado de lechada de piedra caliza se alimenta al Absorbedor a través de una tubería. Para el mantenimiento de la válvula de control hay una línea de bypass al absorbedor.

El SO_2 eliminado de los gases de combustión en el Absorbedor se hace reaccionar con CaCO_3 y se oxida mediante aire de oxidación alimentado a través de Agitadores de Oxidación.

En la parte inferior del Absorbedor, hay instalados cinco Agitadores de Oxidación. El aire de oxidación se suministra a los Agitadores de Oxidación y se corta por efecto del giro del impulsor. Se produce de esa manera en el Absorbedor un gran número de pequeñas burbujas. Durante el funcionamiento normal, todos los agitadores funcionan de forma continua.

Los mismos Agitadores de Oxidación impiden también la sedimentación de los sólidos en la parte inferior del Absorbedor. El aire de oxidación se alimenta a los Agitadores de Oxidación desde los Soplantes de Aire de Oxidación.

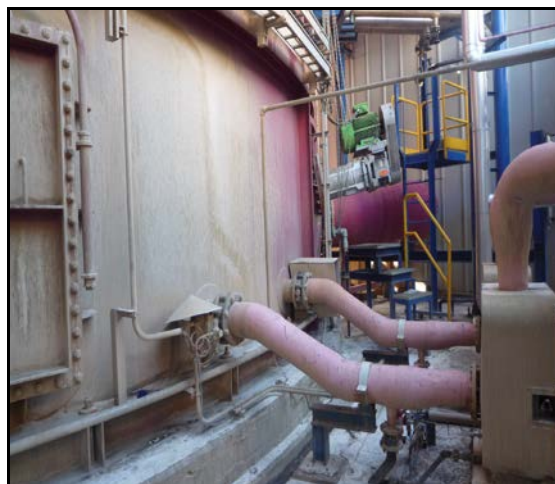


Figura 5.25. Purga de yeso en la parte inferior del Absorbedor.

Se obtiene entonces $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (yeso) como producto final. Este producto final se extrae del tanque del Absorbedor y se transfiere al sistema de deshidratación de yeso por medio de la Bomba de Purga de Yeso. Durante el funcionamiento normal, una de dos Bombas de Purga de Yeso se hace funcionar continuamente y la otra está de reserva.

La lechada procedente del colector del Absorbedor se envía al Tanque de Alimentación del Filtro de Banda por medio de la Bomba de Purga de Yeso. En esa corriente se supervisan el nivel de pH (5 - 6) y la concentración de sólidos. La línea de retorno de lechada de yeso desde el Tanque de Alimentación del Filtro de Banda está constantemente en uso durante el funcionamiento normal de la FGDP (Flue Gas Desulfurization Plant). Dos juegos completos de medidores de pH están instalados en un tanque de pH, siendo posible cambiar de uno a otro mediante control remoto.

El Eliminador de Gotas de tipo vertical consta de dos etapas de elementos de tipo en V y está instalado en la parte superior del Absorbedor para eliminar la niebla arrastrada desde la salida de gases del Absorbedor.



Figura 5.26. Eliminador de Gotas.

El sistema de lavado del Eliminador de Gotas se controla automáticamente. Cada elemento del Eliminador de Gotas está dividido y cada sección se lava secuencialmente a intervalos regulares. Este método de lavado del Eliminador de Gotas tiene varios modos de funcionamiento que se cambian sobre la base del caudal de gases enviado a la planta de FGD.

El agua de lavado del Eliminador de Gotas se suministra desde la Bomba de Agua de Proceso. El caudal se controla constantemente por medio de la válvula de control del caudal de alimentación. El caudal de agua de lavado se mide continuamente mediante un caudalímetro

y la presión en la tubería de lavado se puede leer en un manómetro local. El estado de obstrucción de los Eliminadores de Gotas se supervisa mediante la medición de la pérdida de carga en el Eliminador de Gotas.

Para mantener el equilibrio de agua en el proceso del Absorbedor, se alimenta a éste agua de filtrado. El filtrado procedente de la deshidratación de yeso se devuelve al Absorbedor desde el Tanque de Retorno de Filtrado. El caudal de alimentación de agua de proceso al Tanque de Retorno de Filtrado se controla sobre la base del nivel de agua del Tanque de Retorno de Filtrado de acuerdo con la demanda de agua del Absorbedor, que es la suma del agua evaporada en el Absorbedor, el agua cristalizada formada por la reacción de neutralización y la cantidad de agua incluida en la lechada extraída y enviada al sistema de procesamiento del subproducto. La alimentación de agua de filtrado se ajusta automáticamente para mantener la concentración de la lechada de absorbente en el 20%.

La parte inferior del conducto de entrada del Absorbedor se lava con agua de filtrado a través de boquillas de pulverización de lavado para reducir la acumulación de sólidos que daría lugar a la formación de incrustaciones.

El agua de lavado del conducto de entrada del Absorbedor se suministra desde la Bomba de Retorno de Filtrado y este caudal se controla constantemente mediante la válvula de control de caudal de alimentación. Este método de lavado tiene varios modos de funcionamiento que se cambian sobre la base del caudal de gases de combustión enviado a la Planta FGD.

El agua de lavado del Eliminador de Gotas y del conducto de entrada al Absorbedor se recoge en el tanque del Absorbedor y se mezcla en la lechada de absorbente como parte del agua de aportación.

El control del nivel del Absorbedor se realiza mediante una válvula de control del sistema de filtrado de agua.

Existe un sistema de enfriamiento de emergencia. El agua de enfriamiento se pulveriza en el conducto de entrada del Absorbedor en caso de disparo de todas las Bombas de Recirculación del Absorbedor para impedir que se alcance una temperatura excesivamente alta en dicho conducto.

El sistema de enfriamiento de emergencia se hace funcionar automáticamente sobre la base del “disparo” de todas las Bombas de Recirculación del Absorbedor durante el funcionamiento normal.

El vaciado del Absorbedor se puede hacer por medio de las Bombas de Purga de Yeso, abriendo una válvula neumática de cierre al Tanque de Lechada de Emergencia.

Las válvulas de drenaje del Absorbedor de accionamiento manual permiten vaciar el resto del contenido del Absorbedor en la Balsa de Drenaje del Absorbedor.

En el tanque del Absorbedor hay instalada una tubería de rebosamiento y el extremo de esta línea está sumergido en la Balsa de Drenaje del Absorbedor para evitar fugas de gases de combustión.

El contenido de la Balsa de Drenaje del Absorbedor y el contenido del Tanque de Lechada de Emergencia se pueden devolver al Absorbedor mediante bombeo.

El nivel del tanque del Absorbedor se mide continuamente por medio de tres transmisores de nivel. Un medidor de nivel adicional sirve para la corrección de la densidad. Cada línea de medición de nivel tiene una conexión con la línea de agua de proceso para posibilitar el lavado.

CRITERIOS DE DISEÑO:

- 1) **Absorbedor:** Existen tres especificaciones de diseño que se detallan a continuación:
 - *Especificación de los gases de combustión sin tratar en la entrada del Absorbedor.*
 - *Especificación de los gases de combustión tratados.*
 - *Especificación de diseño del medio y del tanque del absorbedor.*

Caudal de gases de combustión (gases húmedos)	750000 – 1350000 Nm³/h
Temperatura de los gases de combustión	~ 109 °C
Contenido de SO ₂ (gases de combustión secos, 6% O ₂)	4507 mg/Nm³
Contenido de cenizas en la entrada (gases de combustión secos, 6% O ₂)	440 mg/Nm³
Contenido de HCl en la entrada (gases de combustión secos, 6% O ₂)	17,6 mg/Nm³
Contenido de HF en la entrada (gases de combustión secos, 6% O ₂)	3,3, mg/Nm³

Tabla 5.5. Especificación de los gases de combustión sin tratar en la entrada del Absorbedor.

Caudal de gases de combustión (gases húmedos)	750000 – 1350000 Nm³/h
Temperatura de los gases de combustión	~ 109 °C
Contenido de SO ₂ (gases de combustión secos, 6% O ₂)	4507 mg/Nm³

Tabla 5.6. Especificación de los gases de combustión tratados.

Sobrepresión de diseño	+ 6,4 KPa
Subpresión de diseño	- 2,0 KPa
pH de la lechada	4 - 7
Contenido de sólidos de la lechada	20% (en peso)
Densidad nominal de la lechada	1128 Kg/m³
Contenido de Cl- de la lechada	Máx 5000 ppm

Tabla 5.7. Especificación de diseño del medio y del Tanque del Absorbedor.

El diseño del tanque de reacción y del tanque del Absorbedor asegura un tiempo de retención suficiente para la disolución de la piedra caliza, la oxidación de los sulfitos y el crecimiento de los cristales de sulfato cálcico (yeso). El proceso de desulfuración de los gases de combustión (FGD) funcionará correctamente con un contenido máximo de cloruros de 5000 ppm.

El Absorbedor está protegido contra los efectos corrosivos y erosivos de los agentes que intervienen. El Absorbedor está fabricado de acero al carbono estructural con revestimiento de resina en escamas y revestimiento metálico. La entrada de los gases de combustión se fabrica de acero al carbono estructural con revestimiento de resina en escamas. El diseño del Absorbedor permite realizar operaciones de inspección y mantenimiento dentro del mismo.

Se tiene que alimentar al Absorbedor una cantidad apropiada de agua de aportación para cubrir las pérdidas de agua por evaporación debidas a la saturación de los gases de combustión calientes que entran en él. La parte principal de agua de aportación se suministra por el lavado del Eliminador de Gotas. Los intervalos del ciclo de lavado dependen del caudal de gases de combustión enviado a la planta de FGD. El nivel de líquido del Absorbedor se controla entonces mediante el ajuste del agua de retorno de filtrado.

En el tanque del Absorbedor hay instalada una tubería de rebosamiento y el extremo de esta línea está sumergido en la Balsa de Drenaje del Absorbedor para evitar fugas de gases de combustión.

2) Agitadores de Oxidación

Los Agitadores de Oxidación están diseñados para impedir la sedimentación de sólidos en el tanque del Absorbedor y para distribuir efectivamente al mismo tiempo el aire de oxidación. Están en funcionamiento siempre que el nivel de la lechada en el tanque está por encima del nivel mínimo de funcionamiento.

Esta disposición de los Agitadores de Oxidación proporciona una distribución uniforme del aire de oxidación y de la suspensión de sólidos en todo momento.

Cada Agitador de Oxidación está equipado con una lanza de arranque para fluidificar la lechada alrededor del impulsor.

3) Eliminador de Gotas

Dentro del concepto global de la planta, el Eliminador de Gotas realiza la tarea de eliminar de los gases de combustión las gotas arrastradas.

El Eliminador de Gotas es del tipo de techo de 2 etapas de flujo vertical y está situado antes del conducto de salida del Absorbedor. Consta de elementos del Eliminador de Gotas y de sus dispositivos de lavado situados en la parte delantera y trasera de los elementos.

El Eliminador de Gotas está dividido en secciones y la primera y segunda secciones, respectivamente, se lavan intermitentemente con agua de aportación de forma cíclica, para evitar la acumulación de sólidos en las superficies del Eliminador de Gotas. El lavado de los dos lados de la primera sección y de la parte delantera de la segunda sección se realiza por medio de cinco válvulas de accionamiento neumático. El lado trasero de la segunda sección sólo se lava durante las palabras periódicas de la FGDP.

El intervalo de lavado varía en función del caudal de entrada de gases de combustión en la planta de FGD. Esto ayuda a mantener el equilibrio de agua en el Absorbedor. El lavado se realiza utilizando agua de proceso procedente del sistema de agua de proceso. El agua de lavado se devuelve al Absorbedor por gravedad.



Figura 5.27. Boca de hombre en el Absorbedor.

Existen bocas de hombre de inspección para permitir examinar el estado del Eliminador de Gotas. Para permitir la realización de inspecciones durante paradas de corta duración, el Eliminador de Gotas es accesible sin necesidad de andamiaje adicional.

5.2.7. SISTEMA DE RECIRCULACIÓN DE LA ABSORCIÓN

FUNCIONES:

El sistema de recirculación de absorción hace circular la lechada del Absorbedor a través de las boquillas de pulverización. Las boquillas de pulverización están dispuestas en los colectores de pulverización de tal manera que se consigue una cobertura uniforme de los gases de combustión con gotas de lechada.

DESCRIPCIÓN:

La lechada de absorbente formada por piedra caliza y yeso está almacenada en la parte inferior del Absorbedor y se envía a cada uno de los colectores por medio de la Bomba de Recirculación del Absorbedor. Hay cuatro Bombas de Recirculación del Absorbedor, todas ellas conectadas al fondo del Absorbedor a través de la tubería de recirculación con un tamaño nominal de la tubería de 44”.



Figura 5.28. Bomba de Recirculación del Absorbedor.

El sistema de pulverización del Absorbedor consta de cuatro colectores de pulverización equipados con boquillas de pulverización. En este sistema de pulverización, el enfriamiento de los gases de combustión y la eliminación del polvo y del SO₂ se realizan simultáneamente mediante el contacto de los gases de combustión con lechada absorbente pulverizada a través de boquillas de pulverización.

Durante el funcionamiento normal, se hacen funcionar tres Bombas de Recirculación del Absorbedor y una bomba está de reserva.

Las tuberías de recirculación están conectadas mediante bridas a la parte inferior del Absorbedor. Dentro del Absorbedor hay instalados filtros en las líneas de aspiración de las Bombas de Recirculación. En cada tubería de recirculación hay instaladas juntas de dilatación en la tubería de aspiración y en la tubería de descarga de la Bomba.

En la entrada de la Bomba de Recirculación del Absorbedor hay instaladas válvulas de aspiración de accionamiento neumático que están enclavadas con la propia bomba.

También están instaladas en la entrada/salida de las Bombas de Recirculación del Absorbedor válvulas de lavado y válvulas de drenaje. El lavado y el drenaje de las bombas se realiza automáticamente cuando se para o se cambia la bomba que está en funcionamiento. Válvulas neumáticas de agua de proceso permiten el llenado de la tubería de recirculación y de las Bombas de Recirculación del Absorbedor con agua.

Cada línea de Bomba de recirculación del Absorbedor está conectada a un colector principal que distribuye uniformemente la lechada a los seis colectores. La lechada se pulveriza a través de boquillas de pulverización individuales. Cada nivel de pulverización incluye 196 boquillas de pulverización, todas ellas dispuestas hacia abajo.

Cada Bomba de Recirculación está equipada con una conexión para tubo flexible para el lavado del cierre mecánico.

La cantidad de agua de refrigeración se comprueba y ajusta si es necesario. El flujo es visible con el dispositivo de flujo y la temperatura de salida del agua se mide localmente.

CRITERIOS DE DISEÑO:

El sistema está diseñado para que tenga capacidad de bombeo suficiente para conseguir las emisiones de dióxido de azufre garantizadas en las condiciones de diseño en la FGDP. Cada Bomba de Recirculación del Absorbedor tiene una capacidad de 158,4 m³/min de lechada de yeso con un contenido de sólidos del 18 al 22% (en peso). En condiciones normales de diseño de la FGDP, tres Bombas de Recirculación del Absorbedor están en funcionamiento y una Bomba estará de reserva.

La tubería de lechada de recirculación está diseñada para que la velocidad de la lechada esté comprendida entre 1,0 y 3,0 m/s para evitar la sedimentación de sólidos.

Las Bombas de Recirculación del Absorbedor son del tipo de baja velocidad con caja de engranajes refrigerada por agua. Cada Bomba de Recirculación está equipada con una conexión para tubo flexible para el lavado del cierre mecánico.

El material de las bombas se seleccionó teniendo en cuenta las propiedades de la lechada del Absorbedor y está diseñado para soportar un nivel de Cloro de 5000 ppm.

5.2.8. SISTEMA DE AIRE DE OXIDACIÓN

FUNCIONES:

La oxidación natural del bisulfito de calcio a sulfato de calcio por medio del oxígeno contenido en los gases de escape será suplementado introduciendo aire de oxidación en el pozo del Absorbedor a través de las Soplantes de Oxidación situadas a una altura inferior al nivel normal de líquido. El Sistema de Aire de Oxidación suministra del aire necesario para la reacción de oxidación del yeso en el Absorbedor.

DESCRIPCIÓN:

El aire de oxidación es impulsado a los Agitadores de Oxidación por las Soplantes de Aire de Oxidación.

Dos de las tres Soplantes de Aire de Oxidación operan de forma continua mientras la tercera está en reserva. En caso de que el caudal de aire disminuya por debajo del valor de consigna, el caudalímetro situado en el colector de aire enviará una señal a la Sala de Control. Entonces la soplante de oxidación que permanecía en reserva entrará en funcionamiento hasta que se alcance de nuevo el caudal nominal.

El aire va desde la conexión de salida de las soplantes al colector común de 18" a través de líneas de 12".



Figura 5.29. Soplante de Aire de Oxidación.

Cada una de estas tuberías individuales tiene un purgador automático y una válvula manual de corte, normalmente abierta. Cuentan también con una línea que bypasea el purgador con una válvula de corte manual, normalmente cerrada.

En las líneas están instalados orificios de restricción para evitar vibraciones en caso de que se produzcan.

El aire de oxidación suministrado mediante las Soplantes de Oxidación es atomizado en forma de pequeñas burbujas (de diámetro 2 - 3 mm) gracias a la fuerza de la hélice atomizadora y propulsado hacia el centro del tanque del Absorbedor, lo que resulta en una excelente eficiencia de oxidación.

Cinco Agitadores de Oxidación están instalados en la parte inferior del Absorbedor. El aire de oxidación es suministrado a los Agitadores de Oxidación a través de líneas de 8" y cortadas por el giro del impulsor. Entonces se producen una gran cantidad de pequeñas burbujas en el Absorbedor. Hay una válvula de corte de mariposa en cada una de las líneas que cierra cada vez que se realice la limpieza manual a presión del sistema.

Todos los Agitadores de Oxidación están en funcionamiento durante la operación normal del sistema. Del mismo modo los Agitadores de Oxidación tienen la función de evitar la sedimentación de sólidos en la parte inferior del Absorbedor. Para el arranque del sistema, se instala un sistema de lanzas para cada Agitador de Oxidación - válvulas.

Las líneas para el lavado a presión manual provienen del sistema de agua de proceso.

Las líneas son de acero al carbono hasta que llegan a la válvula de corte de diafragma, aguas abajo de la cual son de FRP, ya que pueden estar en contacto con la lechada proveniente del Absorbedor.

Aunque no es probable que se produzca un bloqueo de la entrada de aire de oxidación al Absorbedor, el aire de oxidación es enfriado hasta 60°C y humidificado hasta el punto de saturación mediante una ducha de agua en la línea de alimentación previamente a su entrada en el Absorbedor, para evitar que se produzcan deposiciones alrededor de la tubería de aire de entrada. El agua de reposición es introducida en la línea de aire de oxidación mediante un atemperador. Un transmisor de temperatura instalado en la línea, es utilizado para compensar la medida tomada por el caudalímetro de tobera localizado aguas arriba. La presión del agua de saturación está alrededor de 7 bares (presión del sistema de agua de proceso) y es ajustada a la que necesita el atemperador a través de una válvula manual en el arranque del sistema. El agua de atemperación suministrada se controla a través de una válvula neumática. Hay un indicador de temperatura aguas abajo del atemperador para tener una indicación de que la atemperación está funcionando correctamente.

CRITERIOS DE DISEÑO:

El Sistema de Aire de Oxidación está diseñado para suministrar el aire de oxidación necesario al Absorbedor, de forma que se consiga la calidad garantizada de yeso en las siguientes condiciones de diseño de la Planta:

Caudal de Gases de Escape (húmedo)	1350000 Nm³/h
O ₂	6% (volumen, húmedo)
SO ₂ (gases de escape secos, 6% O ₂)	4507 mg/Nm³

Tabla 5.8. Condiciones de diseño de la Planta de Desulfuración.

Cada una de las Soplantes de Oxidación está diseñada para suministrar aproximadamente el 65% del aire de oxidación necesario y en operación normal estarán dos de las Soplantes en funcionamiento. La otra Soplante permanece en reserva y entrará en operación si alguna de las que está funcionando dispara.

La presión del punto de diseño del equipo está calculada de forma que sea suficiente para vencer la presión hidrostática del Absorbedor dada por el nivel máximo de lechada de caliza,

más la pérdida de carga estimada en la tubería. Las condiciones de operación de la Soplante de Oxidación en el punto de diseño son las siguientes:

Caudal de aire por soplante	7512 Nm³/h, seco
Aumento de presión	0,9 bar
Temperatura	137°C en el punto de diseño

Tabla 5.9. Condiciones de operación de la Soplante de Aire de Oxidación.

La velocidad de diseño tomada para el aire en la línea es de aproximadamente 15 m/s.

5.2.9. SISTEMA DE AGUA DE FILTRADO

FUNCIONES:

El Sistema de Agua de Filtrado incluye el equipamiento para el almacenamiento y bombeo de agua de filtrado al Absorbedor y al sistema de molienda. También incluye los equipos para el almacenamiento y bombeo de agua residual a la Planta de Tratamiento de Efluentes. Además también incluye el equipamiento para almacenar, bombear y adecuar la lechada proveniente de los hidrociclones de secado de yeso y enviarlos al resto de los tanques del sistema.

DESCRIPCIÓN:

1) Equipos del Tanque de Retorno de Filtrado

El filtrado proveniente del rechazo del Hidrociclón de Agua Residual, del Tanque de Distribución, Planta de Tratamiento de Efluentes (PTE) y de los drenajes del Sistema de Secado de Yeso (Recibidores de Filtrado y Filtros de Vacío) se almacena en el Tanque de Retorno de Filtrado.

El tanque cuenta con un Agitador del Tanque de Retorno de Filtrado para evitar la sedimentación de los sólidos. Tiene asimismo un medidor de nivel hidrostático y líneas de rebose y drenaje, las cuales descargan en el Pozo de Drenajes del Área de Secado de Yeso.



Figura 5.30. Tanque de Retorno de Filtrado.

El tanque es alimentado con agua de proceso mediante una válvula neumática. El condensado de la PTE también se envía a este tanque mediante las Bombas de Destilado. Esta línea se puede aislar gracias a una válvula neumática.

Una de las dos Bombas de Retorno de Filtrado está en funcionamiento continuo mientras la otra permanece en reserva. Las Bombas de Retorno de Filtrado están provistas de válvulas manuales en la aspiración y la descarga, drenajes y aclarado además de válvulas antiretorno en la descarga. También se han colocado indicadores de presión en la aspiración y descarga de cada bomba. Cada bomba tiene un línea de mínimo flujo conectada a Tanque de Retorno de Filtrado con una válvula antiretorno, una válvula manual de corte y un orificio de restricción para generar la suficiente caída de presión necesaria para enviar el caudal de recirculación al tanque.

Las Bombas de Retorno de Filtrado bombean el filtrado al sistema de molienda para la dilución de la caliza si está en operación y al Absorbedor para proporcionar el agua de limpieza del interior de los conductos o agua de aporte.



Figura 5.31. Bombas de Retorno de Filtrado.

El caudal de alimentación de filtrado al Absorbedor se ajusta automáticamente con una válvula de control de agua de lavado de gases de entrada y una válvula de control del ratio de recuperación basado en el Tanque de Retorno de Filtrado. Ambas válvulas están equipadas con una línea de by-pass con válvulas manuales y válvulas de corte en ambos lados. Antes de que el filtrado llega a las toberas de limpieza interna de los conductos, pasa por un sistema de filtrado que consta de dos filtros. Un filtro estará en operación mientras el otro permanece en reserva. Estos filtros llevarán un indicador de presión diferencial que indica cuando se han obstruido. El caudal enviado se mide mediante un caudalímetro.

Las Bombas de Condensado son las responsables de bombear el condensado obtenido en la PTE hasta el Tanque de Retorno de Filtrado. Existe una válvula neumática en la línea de descarga común para controlar el caudal enviado.

En la aspiración de estas bombas existen válvulas enclavadas abiertas, válvulas de drenaje e indicadores de presión. En las líneas de descarga hay válvulas antiretorno, válvulas de corte, indicadores de presión, un venteo y una línea de recirculación a la PTE que se utiliza para atemperar el vapor para poder alcanzar las condiciones necesarias para la PTE.

2) Equipos del Tanque de Rebose de Hidrociclones

Parte del rebose de los Hidrociclones de agua residual se almacena en el Tanque de Rebose de Hidrociclones. Una línea de agua de proceso con su respectiva válvula de corte permite el llenado del tanque agua.



Figura 5.32. Tanque de Rebose de Hidrociclones.

Existe un Agitador del Tanque de Rebose de Hidrociclones en el Tanque de Rebose de Hidrociclones para evitar la sedimentación de las partículas sólidas. El tanque lleva instalado un medidor de nivel y líneas de rebose y drenaje que envían el agua residual al Pozo de Drenajes de la Zona de Secado de Yeso.

Una Bomba de Rebose de Hidrociclones está en operación mientras la otra permanece en reserva. Estas bombas van provistas de válvulas neumáticas en la entrada y salida, en los drenajes y en las líneas de aclarado además de indicadores de presión en la aspiración e impulsión.

El agua residual del Tanque de Rebose de Hidrociclones alimenta la PTE para mantener la concentración de cloruros de la FGD.

La limpieza de la línea de descarga común de las Bombas de Rebose de Hidrociclones se realiza abriendo la válvula neumática, y el agua podrá ir bien por la línea de retorno al tanque o hacia la PTE.

Existe un caudalímetro que controla el caudal de líquido que se envía a la PTE mediante una válvula de control.

3) **Equipos del Tanque de Distribución**

El rebose de los Hidrociclones de Secado de Yeso se almacena en el Tanque Distribuidor. El filtrado que se obtiene del rebose se envía Tanque de Retorno de Filtrado y el obtenido de la parte inferior del tanque al Hidrociclón de Agua Residual. Existe un drenaje con una válvula neumática para hacer la limpieza de la línea.

Una de las Bombas del Tanque de Distribución está en operación mientras la otra permanece en reserva. Estas bombas están provistas de válvulas neumáticas en la entrada y salida de las bombas, en los drenajes y en las líneas de aclarado, además de indicadores de presión en ambos lados de cada bomba.

El filtrado del Tanque Distribuidor se bombea al Hidrociclón de Agua Residual para eliminar el exceso de sólidos del agua antes de ser enviado al Tanque de Rebose de Hidrociclones. Existe una válvula neumática en esta línea.



Figura 5.33. Bombas del Tanque de Distribución.

La presión del Hidrociclón de Agua Residual se controla mediante un indicador de presión. La línea de rebose del hidrociclón conduce el agua residual hasta el Tanque de Rebose de Hidrociclones mientras que lo que se sale del fondo del tanque se envía al Tanque de Retorno de Filtrado.

CRITERIOS DE DISEÑO:

1) General

Caudal de entrada de los gases a la FGDP	1350000 Nm³/h (húmedo)
Concentración de SO ₂ a la entrada	4507 mg/Nm³

Tabla 5.10. Condiciones generales de diseño del Sistema de Agua de Filtrado.

- Propiedades del agua de filtrado:

pH	3-8
Concentración de sólidos	6% húmedo
Temperatura	60°C
Densidad	1035 kg/m³
Cl	5000 ppm

Tabla 5.11. Propiedades del agua de filtrado.

- Propiedades del agua del Tanque de Distribución:

pH	3-8
Concentración de sólidos	6%
Temperatura	60°C
Densidad	1035 kg/m³
Cl	5000 ppm

Tabla 5.12. Propiedades del agua del Tanque de Distribución.

- Propiedades del agua residual:

pH	3-8
Concentración de sólidos	1%
Temperatura	60°C
Densidad	1006 kg/m³
Cl	5000 ppm

Tabla 5.13. Propiedades del agua residual.

2) Equipos del Tanque de Retorno de Filtrado

El Tanque de Retorno de Filtrado tiene una capacidad de almacenamiento de 5 horas en las condiciones de operación máximas de la Planta. Consta de un agitador para evitar que los sólidos se depositen en el fondo del tanque.

Las Bombas de Retorno de Filtrado están dimensionadas para mantener el balance de agua en el Tanque de Retorno de Filtrado y para tener el suficiente TDH para alimentar el sistema de molienda y/o el Absorbedor. Los materiales de las bombas son los indicados para evitar los problemas de erosión o corrosión que puedan aparecer.

3) Equipos del Tanque de Rebose de Hidrociclones

El Tanque de Rebose de Hidrociclones tiene una capacidad de almacenamiento de 0,5 horas en las condiciones de operación máximas de la Planta. Consta de un agitador para prevenir que los sólidos se depositen en el fondo.

Las Bombas de Rebose de Hidrociclones están dimensionadas para mantener el balance de aguas en el Tanque de Rebose de Hidrociclones y para tener el suficiente TDH para alimentar la PTE. Los materiales de las bombas son los indicados para evitar los problemas de erosión o corrosión que pueda generar el fluido.

4) Equipos del Tanque de Distribución

El Tanque de Distribución trabaja sólo como un distribuidor entre el caudal que va al Tanque de Retorno de Filtrado y al Hidrociclón de Agua Residual.

Las Bombas del Tanque de Distribución se dimensionan para mantener el balance de agua en el Tanque de Distribución y tener el TDH suficiente para alimentar el Hidrociclón de Agua Residual. Los materiales de las bombas son los adecuados para evitar la erosión y la corrosión por el fluido.



Figura 5.34. Tanque de Distribución.

5) **Bombas de Destilado de la PTE**

Estas bombas está dimensionadas para bombear el condensado de la PTE al Tanque de Retorno de Filtrado para cumplir con el requisito de vertido cero y también para usar este condensado para la atemperación del vapor de la Planta.

6) **Hidrociclón de Agua Residual**

El Hidrociclón de Agua Residual reduce los sólidos en el agua residual. La lechada proveniente del Tanque de Distribución contiene alrededor de 5% de sólidos y el agua residual proveniente del rebose del Hidrociclón de Agua Residual contiene alrededor del 1%. El Hidrociclón de Agua Residual consiste en cuatro hidrociclones individuales con válvulas manuales de corte a la entrada, dos en operación y dos de reserva.



Figura 5.35. Hidrociclón de Agua Residual.

5.2.10. SISTEMA DE SECADO DE YESO

FUNCIONES:

El Sistema de Deshidratación de Yeso incluye equipos para el bombeo y deshidratación de lechada de yeso procedente del Absorbedor con objeto de controlar el contenido de sólidos de la lechada en el Absorbedor.

FUNCIONES:

Hay dos Bombas de Purga de Yeso centrífugas, de velocidad constante instaladas en la línea de purga del Absorbedor. Durante el funcionamiento normal, una de las dos Bombas de Purga de Yeso funciona continuamente y la otra se mantiene de reserva.

En las tuberías de entrada/salida de la Bomba de Purga de Yeso hay instaladas válvulas de accionamiento neumático que están enclavadas con la propia bomba.

En las tuberías de entrada/salida de la Bomba de Purga de Yeso también están instaladas válvulas de lavado y de drenaje. El lavado y el drenaje de las bombas se realiza automáticamente cuando se para o se cambia la bomba que está en funcionamiento.



Figura 5.36. Bombas de Purga de Yeso.

También hay instalada una válvula de lavado en la línea de purga del Absorbedor. Esta tubería se lava automáticamente.

También hay instalada una línea de bucle en la línea de purga del Absorbedor. La lechada de yeso circula continuamente desde el Absorbedor volviendo a través de la línea de retorno con objeto de recibir información de la densidad y del pH de la lechada de yeso.

El caudal de alimentación al Tanque de Alimentación del Filtro Banda se ajusta mediante una válvula de control de caudal que es proporcional al caudal de alimentación de lechada de piedra caliza al Absorbedor.

La lechada purgada del Absorbedor se almacena en el Tanque de Alimentación del Filtro de Banda y desde ahí se alimenta al Hidrociclón.

El flujo superior del Hidrociclón se alimenta al Tanque de Distribución.

El flujo inferior del Hidrociclón que se concentra hasta una concentración aproximada de la lechada del 50%, se alimenta al Filtro de Banda de Vacío.



Figura 5.37. Tanque de Alimentación Filtros Banda.



Figura 5.38. Hidrociclón de Yeso.

La deshidratación de la lechada de yeso en el Filtro de Banda de Vacío se realiza gracias al vacío producido por la Bomba de Vacío, que forma parte del equipo del sistema del filtro de banda. Uno de los dos sistemas de Filtros de Banda de Vacío está funcionando continuamente y el otro se mantiene de reserva.

Cada sistema de Filtro de Banda de Vacío está equipado con una Bomba de Vacío.

Se suministra agua de proceso a cada una de las Bombas de Vacío como agua de cierre. En la línea de alimentación de agua hay instalada una válvula de control automático de la presión para mantener constante la presión del líquido. En cada una de las líneas de alimentación de

agua de cierre a la Bomba de Vacío hay instalada una válvula todo/nada automática cuya apertura/cierre se realiza en función del arranque/parada del Filtro de Banda de Vacío. El flujo de agua de funcionamiento para la Bomba de Vacío se sigue por medio de dos sensores de flujo.



Figura 5.39. Filtro de Banda de Vacío.

El agua de filtrado tiene fases, aire y agua, que son aspiradas por la Bomba de Vacío. El filtrado se separa en agua de filtrado y aire en el Depósito de Vacío y entonces el agua de filtrado es bombeada por las Bombas de Agua de Filtrado al Tanque de Retorno de Filtrado. Las Bombas de Agua de Filtrado tienen una conexión de agua de proceso que se utiliza como agua de cierre.

Por otra parte, el aire separado por el Depósito de Vacío se descarga a la atmósfera después de separar el drenaje arrastrado mediante el Separador de la Bomba de Vacío y de pasar luego a través de un Silenciador común. El drenaje se recoge en el Tanque de Lavado de Tela que también es común para las dos líneas de los Filtros de Banda de Vacío.



Figura 5.40. Bombas de Vacío.

Este agua es bombeada por la Bomba de Lavado de Tela y se utiliza para la limpieza, sellado y deslizamiento de la tela del filtro de banda. El caudal de agua destinado a cada fin se supervisa continuamente y en el caso de que su valor sea bajo se da una indicación. Cada Bomba de Lavado de Tela tiene válvulas anuales de aspiración y descarga, manómetro local y una válvula de retención. La distribución del agua de lavado de la tela a cada Filtro de Banda de Vacío se realiza por medio de una válvula neumática todo/nada.



Figura 5.41. Bombas de Lavado de Tela.

Durante el funcionamiento normal, una de las dos Bombas de Lavado de Tela funciona continuamente y la otra se mantiene de reserva.



Figura 5.42. Tanque de Lavado de Tela.

El agua procedente del lavado de la tela del Filtro de Banda de Vacío se recoge por gravedad en el Tanque de Retorno de Filtrado.

El agua de filtrado almacenada en el Tanque de Retorno de Filtrado es bombeada por la Bomba de Retorno de Filtrado al Sistema de Molienda de Piedra Caliza para la disolución de piedra caliza y al Absorbedor como agua de aportación.

El flujo superior del Hidrociclón se recoge en el Tanque de Distribución que se purga al Tratamiento de Aguas Residuales para mantener la concentración de cloruros en el sistema de desulfuración de gases de combustión (FGD).

CRITERIOS DE DISEÑO:

El sistema de deshidratación de yeso está diseñado para las siguientes condiciones de diseño máximas y mínimas:

Caudal de gases de combustión	942857 - 1350000 Nm³/h (húmedo)
Contenido de SO ₂ en la entrada	4507 mg/Nm³ (seco)
Producción de yeso	18,6 t/h (con 10% de humedad)

Tabla 5.14. Condiciones de diseño del Sistema de Deshidratación de Yeso.

1) Lechada de yeso

Contenido de sólidos	20 - 22 % (en peso)
Densidad	1128 Kg/m³
pH	4-7
Temperatura	40°C
Composición	
CaSO ₄ · 2H ₂ O	86% (en peso)
Otros	14% (en peso)
Máxima concentración de cloruros	5000 ppm
Velocidad de diseño en las tuberías	1 a 3 m/s

Tabla 5.15. Criterios de diseño para los equipos de lechada de yeso.

2) Agua de proceso

Se utiliza agua de proceso o agua de aportación en la planta de deshidratación de yeso y su especificación es la que se indica a continuación:

pH	7,5 - 9,2
Concentración de Cl	19 ppm
Temperatura	38°C

Tabla 5.16. Especificación de las características del agua de proceso.

3) Calidad del yeso como producto

Humedad máxima	10% en peso
----------------	-------------

Tabla 5.17. Calidad del yeso como producto.

4) Hidrociclones

Los Hidrociclones concentran la lechada de yeso de un contenido de sólidos del orden del 20% (en peso) a un contenido de sólidos del orden del 50% (en peso). Los Hidrociclones están dispuestos a encima del Filtro de Banda de Vacío, lo que permite la distribución uniforme de la lechada por gravedad sobre todo el ancho de la tela del filtro.

La concentración del flujo superior de los Hidrociclones es aproximadamente del 5% (en peso). Se envía al Tanque de Distribución.

5) Filtro de Banda de Vacío

Cada uno de los Filtros de Banda de Vacío consta de un chasis de acero por secciones, accionamiento y poleas de guía y un Filtro de Banda de Vacío. El transportador de banda del filtro desliza continuamente sobre una cámara de vacío transportando una tela de filtro sin fin.

La caja de vacío estira la longitud de la banda superior entre la polea conductora y la polea tensora. Unas ranuras transversales en la banda, con agujeros en el centro de la misma, permite la aplicación de vacío a través de toda la anchura de la banda. Para evitar desgaste de la banda y para cerrar el vacío, se desplazan unas bandas de desgaste entre la caja de vacío y la banda. Con objeto de mejorar el cierre del vacío, se introduce agua de cierre por la parte superior de la caja con objeto de que las bandas de desgaste deslicen sobre una película de agua. La parte portadora de la banda se desplaza sobre placas de deslizamiento que proporcionan agua de deslizamiento en ambos lados de la caja de vacío, minimizando así la abrasión de la banda.

El alimentador de lechada asegura una distribución uniforme de la suspensión a través de la anchura del filtro.

La torta del filtro se forma sobre la tela del filtro cuando el sistema de vacío está extrayendo el agua de filtrado a través de la tela del filtro, conduciéndola a la cámara de vacío. El vacío necesario se obtiene mediante una Bomba de Vacío de anillo de agua que está conectada a la cámara de vacío.

La torta del filtro se descarga a través de la tolva de descarga en el Transportador de Yeso. Una vez descargada la torta, la tela del filtro pasa a través de un sistema de limpieza y tensión. Pulverizaciones de lavado limpian continuamente los dos lados de la tela. Para guiar automáticamente la tela del filtro en movimiento, se utiliza un rodillo de guía que se puede desplazar hacia un lado.

La polea del filtro de banda está provista de un accionamiento eléctrico cuya velocidad se puede variar de forma continua mediante un convertidor de frecuencia, con objeto de modificar el período del proceso.

Características del yeso como producto final:

Producción de yeso	18,6 t/h (con 10% de humedad)
Humedad del yeso como producto deshidratado	Máx. 10% (en peso)

Tabla 5.18. Características del yeso como producto final.

5.2.11. SISTEMA DE MANEJO DE YESO

FUNCIONES:

El objetivo del Sistema de Manejo y Almacenamiento de Yeso es crear la capacidad de almacenamiento necesaria para el yeso proveniente del secado en caso de que haya una exportación de yeso limitada o se interrumpa.

Incluye la distribución de yeso dentro del edificio tras su transporte desde la unidad de secado de yeso a la zona de almacenamiento.

Las operaciones realizadas por el sistema son las siguientes:

- Descarga del Yeso desde los Filtros de Vacío.
- Transporte de la torta de yeso hasta el edificio del almacenamiento de yeso.

DESCRIPCIÓN:

El Almacenamiento de Yeso está conectado con el Sistema de Secado de Yeso. 18,6 t/h de torta de yeso, que provienen de los Filtros Banda de Vacío, se descargan por gravedad a través de dos canales de descarga en la cinta transportadora. Existen conexiones de muestreo en el canal de descarga para poder tomar una muestra de yeso y analizar sus características. La Cinta Transportadora de Descarga tiene 30 m de longitud y una velocidad de 0,8 m/s.

Desde la Cinta Transportadora de Descarga el material caerá por gravedad a través de un canal de descarga a la Cinta Transportadora Reversible de Yeso. Tiene 23,5 m de largo y una velocidad de 0,8 m/s. Esta cinta descargará el producto directamente en el suelo de la zona de almacenamiento.

Ambas Cintas transportadoras están diseñadas para operar 24 horas al día, 365 días al año.

El Edificio de Almacenamiento tiene una capacidad de almacenamiento de 5 días, considerando un aporte de caliza de 24 horas al día.



Figura 5.43. Cintas Transportadoras de Yeso.

El Edificio de Almacenamiento se divide internamente en dos áreas principales:

- Área de almacenamiento de Yeso (50 x 18 m)
- Área de circulación de camiones (6 m ancho)

La capacidad de la Zona de Almacenamiento de la Cinta de Descarga es de aproximadamente 2400 t (densidad del yeso = 1,1 t/m³).

La recogida del yeso almacenado será realizada posteriormente por carretillas que cargarán el yeso en los camiones estacionados en el área de circulación de camiones.

Toda la Zona del Almacenamiento de Yeso está cerrada (techo y paredes) debido a razones medioambientales.



Figura 5.44. Edificio de Almacenamiento de Yeso.

La zona trasera y las paredes del almacén de yeso son de hormigón hasta una altura de 5m, de forma que el yeso puede apilarse sobre ellas.

La pared entre la zona de almacenamiento y la zona de circulación de camiones estará también construida de hormigón, pero la altura es de 1 m de forma que se puedan cargar los camiones desde las carretillas. Esta pared tiene una puerta de entrada de 5 m de ancho, permitiendo a las carretillas entrar en la zona de almacenamiento.

CRITERIOS DE DISEÑO:

Las cintas transportadoras están diseñadas para una capacidad de 22 t/h con una velocidad de 0,8 m/s. Esto hace un total de 528 t/día.

La zona de almacenamiento tiene una capacidad de 2182 m³ (2400 t) considerando una pendiente de descarga de 45°.

El sistema de transporte de yeso debe ser capaz de llevar y distribuir el yeso producido con una carga máxima de operación de 22 t/h.

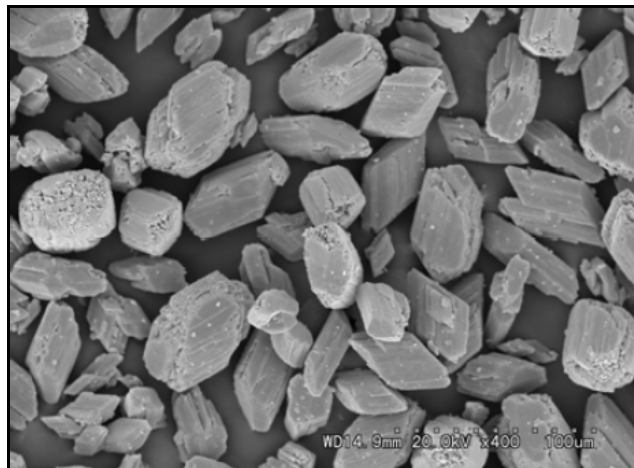


Figura 5.45. Ejemplo de tamaños de partículas de yeso.

La calidad del yeso producido es la siguiente:

Boiler Load		BMCR		Nominal 100%	
Gypsum Composition		Spec. Base	Analysis Base	Spec. Base	Analysis Base
CaSO ₄ · 2H ₂ O	%	88,71	92,00	88,11	91,35
CaCO ₃	%	2,06	2,14	2,05	2,12
CaF ₂	%	0,05	0,05	0,06	0,06
insoluble	%	0,53	0,51	0,52	0,51
SiO ₂	%	2,03	2,04	2,20	2,21
Fe ₂ O ₃	%	0,57	0,58	0,64	0,65
Al ₂ O ₃	%	1,11	1,13	1,26	1,28
K ₂ O	%	0,01	0,01	0,02	0,02
Other	%	4,93	1,54	5,14	1,79
Cl ⁻	mg/kg	-	500,00	-	500,00
Mg ²⁺	mg/kg	-	900,00	-	800,00
Total	%	100,00	100,00	100,00	99,99

Boiler Load		BMCR		Nominal 100%	
Gypsum Composition		Spec. Base	Analysis Base	Spec. Base	Analysis Base
CaSO ₄ · 2H ₂ O	%	88,71	92,00	88,11	91,35
CaCO ₃	%	2,06	2,14	2,05	2,12
CaF ₂	%	0,05	0,05	0,06	0,06
insoluble	%	0,53	0,51	0,52	0,51
SiO ₂	%	2,03	2,04	2,20	2,21
Fe ₂ O ₃	%	0,57	0,58	0,64	0,65
Al ₂ O ₃	%	1,11	1,13	1,26	1,28
K ₂ O	%	0,01	0,01	0,02	0,02
Other	%	4,93	1,54	5,14	1,79
Cl ⁻	mg/kg	-	500,00	-	500,00
Mg ²⁺	mg/kg	-	900,00	-	800,00
Total	%	100,00	100,00	100,00	99,99

Tabla 5.19. Composición del yeso producido.

5.2.12. SISTEMA DE AGUA DE PROCESO

FUNCIONES:

Las pérdidas de agua debido a la evaporación en el Absorbedor y a la descarga de la misma en el efluente y el yeso (residuo y mezcla cristalizada) se reemplazan en el ciclo con agua del sistema abierto de circulación de la Central Térmica existente.

El Sistema de Agua de Proceso tiene las siguientes funciones:

- Suministrar el agua de proceso demandada por los diferentes consumidores de la desulfuración.
- Suministrar el agua de lavado a los sistemas y equipos de la Planta de Desulfuración durante las paradas.

DESCRIPCIÓN:

El agua de proceso procederá del circuito de agua de circulación de la Central Térmica.

La presión del circuito en el punto de conexión no era lo suficientemente elevada para llegar al Tanque de Agua de Proceso por gravedad, por lo que se instalaron dos Bombas de Agua Bruta en la zona de la Central Térmica, al lado de las Bombas de Agua de Refrigeración.

El punto límite de suministro está localizado aguas abajo de la válvula de compuerta instalada en la línea de aporte. Después se encuentra una línea de aspiración por bomba con una válvula de aislamiento de mariposa enclavada abierta, y un indicador de presión.

En las líneas de impulsión de las bombas están instalados un presostato, una válvula de retención y una válvula de corte de mariposa.



Figura 5.46. Bombas de Agua Bruta.

Estas líneas se unen en la línea de descarga común y se dirigen hacia los Filtros de Agua de Proceso antes de entrar en el Tanque de Almacenamiento de Agua de Proceso ya que pueden encontrarse partículas en el agua de circulación que pueden dañar los equipos que componen la desulfuración o el proceso en sí. Un medidor de presión diferencial indica al operador la necesidad de limpieza de los filtros cuando la caída de presión en el filtro que se encuentra en operación es demasiado alta. Entonces el otro filtro pasará a estar en funcionamiento mientras el anterior se limpia. Hay válvulas de mariposa aguas arriba y aguas abajo de los filtros para poder aislar los equipos para labores de mantenimiento.

La alimentación al Tanque de Agua de Proceso se regula a través de una válvula neumática todo/nada que se encarga de mantener el nivel en el tanque dentro del rango de operación. El

nivel en el Tanque de Agua de Proceso es continuamente medido por un transmisor de nivel tipo radar.

El Tanque de Agua de Proceso cuenta con una línea de rebose y una línea de drenaje que va al Pozo de Drenaje del Área de Caliza a través de canales de drenaje.



Figura 5.47. Tanque de Agua de Proceso.

El agua de aporte suministrada desde la Central Térmica es almacenada en el Tanque de Agua de Proceso, desde donde se suministra al proceso de la desulfuración en una cantidad dependiente de la carga de la caldera y del nivel del Absorbedor. El agua de proceso para lavado de tuberías se obtiene asimismo del Tanque de Agua de Proceso y ha sido tenido en cuenta para el balance general de agua. El agua demandada por la Bomba de Agua de Emergencia al Absorbedor también se suministra desde este sistema. Se usa únicamente en caso de emergencia, cuando la temperatura de los gases de entrada al Absorbedor es demasiado elevada y es necesaria una ducha para evitar daños en el equipo.

El Sistema de Agua de Proceso está formado por un Tanque de Agua de Proceso y dos Bombas de Agua de Proceso conectadas al tanque.

Hay una línea de aspiración independiente para cada bomba con una válvula de mariposa enclavada abierta.

Cada bomba tiene una línea de recirculación con una válvula de mariposa y un orificio de restricción necesario para generar la pérdida de carga para el retorno del flujo mínimo al tanque.



Figura 5.48. Bombas de Agua de Proceso.

En la línea de descarga de las bombas, antes del miniflujo está instalado un manómetro. En la línea de descarga de las bombas, después del miniflujo, se encuentra una válvula manual de mariposa y una válvula antirretorno.

Las Bombas de Agua de Proceso suministran agua de proceso a los diferentes consumidores a través de diferentes colectores, cada uno con una válvula de aislamiento de manera que sea posible aislar las diferentes partes del circuito para mantenimiento. En el colector principal está instalado un transmisor de presión que arranca la bomba en reserva en caso de baja presión. Los consumidores principales de agua de proceso son el Absorbedor para reposición, el Sistema de Aire de Oxidación para saturar de agua y bajar la temperatura del aire antes de su entrada en el Absorbedor, Eliminador de Gotas para funcionamiento del sistema, el Sistema de Molienda para la preparación de la lechada de cal, el Sistema de Alimentación de Lechada como agua de reposición al Tanque de Alimentación de Lechada, el Sistema de Secado de Yeso para el funcionamiento de las Bombas de Vacío, el Sistema de Drenaje para agua de reposición y el Sistema del GGH para limpieza con agua a través de la Bomba de Alta Presión de este equipo.

El agua de proceso es utilizada para el lavado de las diferentes líneas de la desulfuración.

La Bomba de Agua de Emergencia al Absorbedor solo está en operación cuando la temperatura de los gases de entrada al Absorbedor alcanza una temperatura máxima de

250°C. La bomba suministra el agua fría necesaria para hacer disminuir la temperatura de los gases hasta los 65°C a través de una ducha. En la línea de aspiración se encuentran una válvula manual de mariposa enclavada abierta y un presostato. En la línea de impulsión están instalados un indicador de presión, una válvula antirretorno y una válvula de mariposa.



Figura 5.49. Bomba de Agua de Emergencia al Absorbedor.

La línea desde la Bomba de Emergencia al Absorbedor cuenta con una válvula neumática todo/nada situada cerca de la conexión con el Absorbedor. Para que el sistema sea capaz de bajar la temperatura de los gases rápidamente en caso de emergencia la línea de descarga de la bomba está permanentemente llena de agua. El operador decide cuándo arrancar la bomba y llenar la línea de impulsión de nuevo (generalmente se realiza una vez al mes aunque en invierno es normal que se haga de forma más frecuente para evitar la congelación).

CRITERIOS DE DISEÑO:

El sistema de agua de proceso es capaz de proporcionar el agua necesaria a la desulfuración operando desde el punto mínimo de operación al máximo.

Características del gas sin tratar:

Caudal de gases de escape (húmedo)	Desde 750000 hasta 1350000 m³/h
Temperatura del gas de escape	124 - 169°C

Tabla 5.20. Características del gas sin tratar.

Las características del agua del proceso son las indicadas a continuación:

pH	7 - 10
Concentración de Cl	30 ppm
Temperatura	38°C

Tabla 5.21. Características del agua de proceso.

El sistema está diseñado para ser capaz de suministrar el agua de limpieza necesaria en la desulfuración.

El Tanque de Agua de Proceso está diseñado con un tiempo de retención de 2 horas considerando el punto de operación más desfavorable.

Los consumidores de agua de proceso son los siguientes:

1. Ducha de emergencia
2. Lavado del conducto de gases de entrada al Absorbedor
3. Agua de reposición al Absorbedor
4. Eliminador de Gotas
5. Bombas de Extracción de Yeso
6. Lavado de las Bombas de Recirculación
7. Sistema de Aire de Oxidación
8. Sistema de Molienda
9. Sistema de Alimentación de Lechada
10. Sistema de Secado de yeso
11. Sistema de Retorno de Filtrado
12. Sistema de Drenajes
13. Bomba de Agua de Alta Presión para lavado del GGH

5.2.13. SISTEMA DE DRENAJE

FUNCIONES:

El sistema de drenajes tiene las siguientes funciones:

- El contenido del Absorbedor es bombeado al Tanque de Lechada de Emergencia para poder hacer una inspección de la parte interior del Absorbedor o por motivos de mantenimiento.
- Todos los reboses, agua de lavado y vertidos de la desulfuración, excepto los que se recogen en el área de manejo de caliza, se almacenan en el Pozo de Drenaje del Absorbedor o en el Pozo de Drenaje del Área de Secado de Yeso, dependiendo de la zona en la que están localizados los equipos y del tipo de fluido. Desde ahí son bombeados de nuevo al Absorbedor o al Tanque de Lechada de Emergencia para ser retornados de nuevo al proceso.
- Todos los reboses, agua de lavado y vertidos de la zona de manejo de caliza, se recogen en el Pozo de Drenaje del Área de Caliza y de ahí se retornan al Tanque de Lechada de Caliza al sistema de recirculación de los molinos.

DESCRIPCIÓN:

El sistema de Drenaje está compuesto por el Tanque de Emergencia, el Pozo de Drenaje del Absorbedor, el Pozo de Drenaje del Área de Secado de Yeso y el Pozo de Drenaje del Área de Caliza.

1) Tanque de Emergencia

El Absorbedor puede vaciar su contenido en el Tanque de Emergencia mediante las Bombas de Extracción de Yeso.

El Tanque de Emergencia cuenta en su parte superior con un agitador. El nivel en el tanque está continuamente monitorizado con un medidor de nivel tipo radar. El tanque también cuenta con una línea de rebose y un drenaje que son conducidos al Pozo de Drenaje del Área de Caliza. La línea de agua de aporte está conectada con el Tanque de Emergencia.

La lechada es bombeada de nuevo al Absorbedor mediante una de las dos Bombas de Emergencia. Las bombas cuentan con una válvula de mariposa neumática en la línea de aspiración y otra en la descarga de forma que las bombas puedan ser arrancadas o paradas cuando sea necesario desde la Sala de Control. Cada una de las Bombas de Emergencia tiene

un indicador de presión en la aspiración y otro en la línea de impulsión, líneas de drenaje con válvulas manuales y línea de lavado a presión también con válvulas manuales.



Figura 5.50. Tanque de Emergencia.

2) Pozo de Drenaje del Absorbedor

Las líneas de drenaje del área que rodea al Absorbedor, tales como las líneas de drenaje y rebose del Absorbedor, los drenajes de las Bombas de Recirculación y de las Bombas de Extracción de Yeso, las líneas de drenaje del lavado del GGH, etc. son conducidas, a través de un canal de drenaje o directamente, hasta el Pozo de Drenaje del Absorbedor.

El nivel en el Pozo de Drenaje del Absorbedor está medido continuamente a través de un transmisor de nivel tipo radar. Se encuentra también una línea de agua de aporte.



Figura 5.51. Agitador del Pozo de Drenaje del Absorbedor.

La mezcla en el Pozo de Drenaje del Absorbedor se realiza con un agitador situado en la parte superior del pozo de forma que no se produzcan problemas de sedimentación en el pozo.

El fluido almacenado en el Pozo de Drenaje del Absorbedor puede ser retornado al Absorbedor o enviado al Tanque de Emergencia a través de una de las dos Bombas del Pozo de Drenaje del Absorbedor. Estas bombas pueden ser aisladas mediante el cierre de las válvulas neumáticas colocadas en sus líneas de impulsión.

Para el caso especial del drenaje resultante del lavado del GGH, existen unas líneas adicionales de forma que este drenaje (que puede contener cenizas) puede ser introducido paulatinamente en el proceso y evitar así posibles daños en el mismo.

Previamente a la entrada al Absorbedor se instala una válvula neumática, normalmente abierta, en la línea de descarga común, que es la que está operativa en caso de operación normal (cuando no tiene lugar el lavado del GGH).

Existe otra línea con una válvula de asiento neumática, normalmente cerrada, y un orificio de restricción que se usa en caso de que se realice el lavado del GGH y que introduce más lentamente el drenaje que puede contener ceniza en el proceso.

3) Pozo de Drenaje del Área de Secado de Yeso

Las líneas de drenaje de la zona cercana al área de secado de yeso, tales como los drenajes de las Bombas de Vacío, los drenajes y reboses de los tanques del área de secado de yeso, etc. son conducidos a través de un canal de drenaje al Pozo de Drenaje del Área de Secado de Yeso.

El nivel en el Pozo de Drenaje del Área de Yeso se mide continuamente a través de un transmisor de nivel tipo radar. La línea de agua de aporte proporciona la cantidad de agua necesaria al Pozo de Drenaje del Área de Yeso.

La mezcla en el pozo de drenaje del área de secado de yeso se mantiene a través de un agitador situado en la parte superior del mismo que mueve constantemente el fluido y evita que se produzcan sedimentaciones en el pozo.



Figura 5.52. Agitador del Pozo de Drenaje del Área de Secado de Yeso.

El nivel en el Pozo de Drenaje del Área de Yeso se mide continuamente a través de un transmisor de nivel tipo radar. La línea de agua de aporte proporciona la cantidad de agua necesaria al Pozo de Drenaje del Área de Yeso.

La mezcla en el pozo de drenaje del área de secado de yeso se mantiene a través de un agitador situado en la parte superior del mismo que mueve constantemente el fluido y evita que se produzcan sedimentaciones en el pozo.

El fluido del Pozo de Drenaje del Área de Yeso retorna al Tanque de Emergencia o al Tanque de Alimentación del Filtro Banda a través de la Bomba de Drenaje del Pozo de Yeso. La bomba puede ser aislada a través de válvulas manuales localizadas en las líneas de descarga. La línea principal va al Tanque de Alimentación al Filtro Banda y a través de una línea puede enviarse el drenaje al Tanque de Emergencia.

4) Pozo de Drenaje del Área de Caliza

Las líneas de drenaje del área de molienda de caliza, tales como los drenajes de los Molinos de Bolas, los drenajes de los Tanques de Lechada del sistema de recirculación, drenaje y rebose del Tanque de Alimentación de Lechada, etc. son conducidos a través de una canal de drenaje al Pozo de Drenaje de la Zona de Caliza.



Figura 5.53. Agitador del Pozo de Drenaje del Área de Caliza.

El nivel en el Pozo de Drenaje de la Zona de Caliza se mide continuamente a través del medidor de nivel tipo radar. La línea de agua se conduce al pozo de drenaje.

La mezcla en el Pozo de Drenaje del Área de Caliza se realiza mediante un agitador vertical situado en la zona superior del pozo de drenaje de forma que no se produzcan problemas de sedimentación en el pozo.

El fluido almacenado en el pozo de drenaje de esta zona se retorna al proceso introduciéndolo de nuevo en los Molinos de Bolas, en la línea de rechazo del hidrociclón a través de la Bomba de Drenaje del Pozo de Caliza. Mediante la apertura de la válvula neumática situada en la impulsión de la bomba correspondiente a la línea de molienda en funcionamiento se introduce de nuevo el drenaje al proceso.

CRITERIOS DE DISEÑO:

1) General

Contenido en Cl ⁻ de la lechada	Máx. 5000 ppm
Contenido en sólidos de la lechada de yeso	Máx. 22% (en peso)
Contenido en sólidos de la lechada de caliza	Máx. 33% (en peso)
Velocidad de diseño de las líneas de lechada	1 - 3 m/s

Tabla 5.22. Criterios generales de diseño del Sistema de Drenaje.

2) Tanque de Emergencia

La capacidad de almacenamiento del Tanque de Emergencia es del 200% del volumen del pozo del Absorbedor con nivel normal más el contenido de lechada de las tuberías de recirculación. El tanque tiene una línea de vaciado y una línea de rebose que descargan al canal que es conducido al Pozo de Drenaje del Área de Caliza. El agitador está instalado en posición vertical y previene la sedimentación de los sólidos en el fondo del tanque.

3) Bombas del Tanque de Emergencia

Las Bombas del Tanque de Emergencia están dimensionadas para retornar el contenido del tanque al Absorbedor en 8 horas. Los materiales de las bombas se han elegido de forma que sean capaces de aguantar las propiedades abrasivas y corrosivas de la lechada.

4) Pozos de Drenaje y Bombas de Drenaje

Los Pozos de Drenaje están dimensionados para un volumen total de 252 m³, 211 m³ y 186 m³ respectivamente. Cada uno de los pozos tiene un agitador vertical montado en la parte superior. Las bombas de drenaje son de tipo sumergible. Los materiales de las bombas se eligen de forma que sean capaces de aguantar las propiedades corrosivas y abrasivas de la lechada de yeso y de caliza respectivamente.

5.2.14. SISTEMA DE AGUA DE REFRIGERACIÓN

FUNCIONES:

Se utiliza agua del circuito abierto de refrigeración de la Central Térmica para refrigerar el Ventilador de refuerzo y las Bombas de Recirculación.

La presión en el punto de conexión con el circuito existente y la distancia desde ese punto hasta los diferentes consumidores de la Desulfuración se realiza mediante dos bombas de agua de refrigeración, una está en funcionamiento y la otra en reserva.

DESCRIPCIÓN:

El Sistema de Agua de Refrigeración distribuye agua desde la conexión con el circuito de la Central Térmica hasta todos los equipos que requieren agua de refrigeración. El punto de conexión está localizado en el Edificio de Caldera de la Central Térmica.

Como la presión del circuito no es tan elevada como lo requerido por los equipos a refrigerar, existen dos Bombas de Agua de Refrigeración. Una de ellas está en operación mientras la otra permanece en reserva.



Figura 5.54. Bombas de Agua de Refrigeración.

Desde las bombas sale el colector principal que suministra agua a los equipos de la FGD; se divide en varios subcolectores y líneas que suministran agua de refrigeración al intercambiador de calor del BUF, al refrigerador del sistema de aceite hidráulico del BUF y al intercambiador del sistema de aceite de lubricación de este equipo; los cojinetes de las Bombas de Recirculación también son refrigerados a través de este sistema.

Existe un indicador de caudal en la aspiración de las bombas, para visualizar el caudal que se está tomando de la planta existente y poder tener así una indicación del consumo, del mismo modo, hay colocado un indicador de temperatura para verificar la temperatura del agua suministrada de la Central. También hay un transmisor de presión colocado en la aspiración común de ambas bombas para proteger el equipo en caso de una presión demasiado baja en la tubería de suministro. En la aspiración individual de cada bomba se encuentra un indicador de presión.

Las líneas de impulsión de las bombas cuentan con una válvula de corte de globo y una válvula de retención, así como con un indicador de presión. Ambas líneas se unen en un colector común que distribuye el agua de refrigeración a los distintos equipos de la Desulfuración.

En cada línea de retorno existe un indicador de temperatura para controlar la temperatura de retorno del agua a la Central Térmica, así como una mirilla para verificar que hay agua pasando a través del equipo.

CRITERIOS DE DISEÑO:

El Sistema de Agua de Refrigeración está diseñado para ser capaz de refrigerar el BUF y las Bombas de recirculación en el punto de operación normal:

Caudal de gases de escape (húmedo)	1350000 Nm³/h
O ₂	4% (volumen)
SO ₂ (humos secos, 6% O ₂)	4507 mg/Nm³

Tabla 5.23. Criterios de diseño del Sistema de Agua de Refrigeración.

Cada una de las Bombas de Refrigeración está diseñada para suministrar el 100% del caudal demandado. La otra bomba permanecerá en reserva.

La Planta existente suministra agua con las características que se indican a continuación:

Caudal total de agua	47 m³/h
Presión	4 bar
Temperatura	2 - 20°C

Tabla 5.24. Características del agua suministrada.

El punto de diseño de la bomba está calculado para ser capaz de afrontar la demanda de ambos equipos simultáneamente. Las condiciones de diseño de las bombas son las siguientes:

Caudal total	47 m³/h
TDH	4,5 bar
Presión de entrada	4 bar
Temperatura	20°C

Tabla 5.25. Condiciones de diseño de las Bombas de Agua de Refrigeración.

5.2.15. SISTEMA DE AIRE COMPRIMIDO

FUNCIONES:

El Sistema de Aire Comprimido incluye los equipos para generación, tratamiento y distribución del aire de planta o el aire para la limpieza del GGH y para la distribución del aire de instrumentos.

DESCRIPCIÓN:

Dos Compresores alimentan los Tanques de Aire de Servicios y de Limpieza del GGH mientras que el aire de instrumentos se toma de la Central Térmica existente.

Los Compresores son de tornillo, de carga variable, lubricados por aceite. Son accionados mediante un motor eléctrico y están diseñados tanto para operación continua como intermitente.

Uno de los dos compresores está en funcionamiento mientras el otro permanece en reserva.

En caso de que la presión del aire en cualquiera de los dos calderines caiga por debajo de un valor mínimo el Compresor en operación arranca automáticamente suministrando aire a los calderines hasta recuperar la presión, momento en el cual se desconectará.



Figura 5.55. Compresores y Prefiltros.

El modo de operación en el que se encuentran los Compresores (en servicio / en reserva) cambia automáticamente para que ambos equipos funcionen el mismo número de horas.

Tras los Compresores existen dos Prefiltros del 100%. La entrada y salida de ambos Prefiltros están interconectadas de modo que los dos pueden alimentar a los calderines. Un Prefiltro está en funcionamiento mientras el otro permanece en reserva. Si se detecta una caída de presión en el Prefiltro en funcionamiento, se realiza un cambio de filtro para poder proceder a la limpieza del anterior.

El aire que pasa por los Prefiltros es almacenado en dos tanques: Uno de 1 m³ de Aire de Servicios para el aire de planta y otro de 10 m³ de Limpieza del GGH. El propósito de estos tanques es proteger el sistema de grandes fluctuaciones de presión y proveer de aire el sistema en caso de un incremento en la demanda.

Desde los tanques se distribuye el aire al GGH o a las bombas neumáticas de la planta de tratamiento de efluentes (en el caso del Tanque de Limpieza del GGH) o a las conexiones rápidas de ¾" (en el caso del Tanque de Aire de Servicios) distribuidos a lo largo de la planta desulfuradora.

Los drenajes de los filtros y tanques se envían a unos separadores de aceite para posteriormente poder enviarlos al sistema de pluviales. También existen drenajes automáticos en los puntos bajos de las líneas para eliminar el condensado. Estos últimos se envían al sistema de pluviales directamente.

El aire de instrumentos se coge del sistema de aire de instrumentos de la Central Térmica. 1,5 Nm³/min son distribuidos a los actuadores de las válvulas neumáticas y de control mediante líneas de acero inoxidable.

DESCRIPCIÓN:

Las condiciones de operación y diseño han sido calculadas para cubrir las demandas de los consumidores:

Presión de diseño	11 bar
Temperatura de diseño	50°C
Presión de operación	8 bar
Temperatura de operación	30°C

Tabla 5.26. Condiciones de diseño y operación del Sistema de Aire Comprimido.

La velocidad de diseño del aire en la línea está entre 4,6 y 23 m/s dependiendo del diámetro de la línea.

5.3. RESULTADOS OBTENIDOS EN EL PROCESO DE DESULFURACIÓN

En este apartado se reflejan los resultados obtenidos en el proceso de desulfuración por vía húmeda en la Planta objeto de este estudio a partir de unas características determinadas de carbón y de piedra caliza. Se determinará si cumple con la Normativa exigida hasta el momento, es decir, un límite máximo de 400 mg/m³ de SO₂.

El **carbón** que se quema en la caldera de la central térmica objeto de este estudio es nacional y sus características son las siguientes:

	Humedad total	H. Higr	Volátil	Cenizas	S	PCS
	% (s/b)	% (s/ma)	% (s/s)	% (s/s)	% (s/s)	cal/g (s/s)
Máximo	15,69	1,12	11,56	33,78	2,4	6936
Media	11,44	0,78	10,75	24,94	2,04	6316
Mínimo	7,55	0,43	9,7	18,29	1,67	5511

Tabla 5.27. Características del carbón nacional.

Por otra parte, las características exigidas en el contrato del suministro de **piedra caliza** son las siguientes:

- **Contenido en carbonato cálcico: mayor de 93%.**
- **Contenido en Óxido de Magnesio: menor de 0,50%.**
- **Granulometría: 95% < 30 mm malla cuadrada.**

Las características de la caliza procedente de la explotación son las siguientes:

	% Humedad	% CaCO ₃	% MgO	% SiO ₂
Máximo	0,06	88,77	0,02	0,02
Media	0,49	97,86	0,26	2,1
Mínimo	2,3	99,93	0,37	5,56

Tabla 5.28. Características de la piedra caliza del proceso de desulfuración.

Por tanto, esta piedra caliza, cumple las características exigidas en el contrato.

Se toman una serie de medidas de gases a la salida de la caldera de combustión. Para este Trabajo, solamente se detallan los valores medios de SO₂. Del mismo modo, también se realizan mediciones de SO₂ a la salida de la Planta de Desulfuración.

Los valores medidos en el año 2014 fueron los siguientes:

Número de Medición	mg SO ₂ /Nm ³ entrada FGD	mg SO ₂ /Nm ³ salida FGD
1	3985	187
2	4122	272
3	3912	265
4	3652	242
5	3265	196
6	4087	266
7	2969	194
8	2084	162
9	4060	254
10	3688	244
11	4507	276
12	4368	282
Valores Máximos	4507	282

Tabla 5.29. Valores de medición de SO₂.

Por tanto, en estas mediciones, el valor máximo a la entrada es de 4507 mg/Nm³ y el valor máximo a la salida es de 282 mg/Nm³. Estos valores son los máximos que se han registrado desde la puesta en marcha de la Planta.

Los valores medios de las mediciones anuales de SO₂ (desde el comienzo del funcionamiento de la Planta hasta el momento) a la entrada son los siguientes:

- Valor MÁXIMO: **4507 mg/Nm³**
- Valor MEDIO: **3600 mg/ Nm³**
- Valor MÍNIMO: **2100 mg/ Nm³**

Estos valores son muy superiores a los que exige la Directiva 2001/80/CE en la Central Térmica objeto de este estudio, que establece los límites de emisión de SO₂ en 400 mg/Nm³. Es por ello que se instaló la Planta de Desulfuración descrita anteriormente.

La medición de emisión de gases de SO₂ a la atmósfera se realiza de forma continua, y los valores medios desde el comienzo de funcionamiento de la Planta son los siguientes:

- Valor MÁXIMO: **282 mg/Nm³**
- Valor MEDIO: **259 mg/ Nm³**
- Valor MÍNIMO: **171 mg/ Nm³**

Como se puede observar, estos valores son inferiores a los exigidos por la Normativa Europea, que como se ha descrito anteriormente, establecen el límite en 400 mg/Nm³ para esta central en el período 2008 – 2015.

Por tanto, en este apartado se puede concluir que **la Planta de Desulfuración de la Central Térmica objeto de este estudio cumple con la Directiva 2010/75/UE.**

Para el cálculo del rendimiento de la Planta, se toman como referencia los valores más desfavorables:

- Valor máximo a la entrada: 4507 mg/Nm³
 - Valor máximo a la salida es de 282 mg/Nm³
- **Cantidad de gases desulfurados:**

$$4507 - 282 = 4225 \text{ mg/Nm}^3$$

- **Rendimiento de la instalación:**

$$\eta = \frac{4225}{4507} \times 100 = 93,7\%$$

Se alcanza un rendimiento del **93,7%** con el valor máximo de entrada y el valor máximo de salida de SO_x en la Planta.

5.4. OPTIMIZACIÓN DE LA PLANTA DE DESULFURACIÓN

La Directiva 2010/75/UE del Parlamento Europeo y del Consejo de 24 de Noviembre de 2010 sobre las emisiones industriales (prevención y control integrados de la contaminación), y demás reglamentación derivada, establece, entre otros asuntos, los límites de emisión de las instalaciones de combustión a partir del año 2016.

Para el caso de un grupo que opere sin restricciones, como es el caso del grupo de la central térmica objeto de este estudio, se han de cumplir unos límites de emisión de **200 mg/Nm³** ó un incremento del proceso de desulfuración de hasta el 96%.

El objeto de este estudio es identificar de manera aproximada las modificaciones que habría que implementar antes de 2016 en el grupo térmico para cumplir los nuevos límites de emisión, cuantificando sus costes, para el mismo grupo térmico y quemando el mismo carbón.

Actualmente, el grupo térmico en el cual está instalada la desulfuradora quema carbones de la zona con altos contenidos en azufre cumpliendo el actual límite de emisión. Pese a ello, con la actual desulfuración y carbones con un porcentaje de azufre del 2,04%, las emisiones de SO₂ son superiores a 200 mg/Nm³ (como se ha explicado en el apartado 3.15, para unas condiciones de diseño de 4500 mg/Nm³ de concentración en un caudal de 1350000 Nm³/h).

5.4.1. DATOS ACTUALES DE LA PLANTA DE DESULFURACIÓN

- Caudal de gases de combustión: 1350000 Nm³/h (húmedo)
- 5% de humedad

Para calcular el caudal de gases en base seca se realizan los siguientes cálculos:

$$Q = 1350000 \left(\frac{100 - \text{humedad}}{100} \right) = 1350000 \left(\frac{100 - 95}{100} \right) = \\ = 1282500 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Si se refiere al 6% de oxígeno el valor de caudal de gases en base seca y corregido es el siguiente:

$$Q = 1282000 \left(\frac{100/21}{6} \right) =$$
$$= 1017857,17 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

- Valor máximo de SO₂ a la salida (seco, 5% humedad): 4507 mg/Nm³

Con los valores anteriores se calcula cuál sería la cantidad de gases de SO₂ incrementando el rendimiento hasta el 96%.

SO₂ a la salida: 4507 mg/Nm³

Con el rendimiento anterior la cantidad de SO emitida por la chimenea sería:

$$4507 \text{ mg/Nm}^3 \times 0,04 = 180,28 \text{ mg/Nm}^3$$

En cualquier caso, el valor de emisión de gases de SO₂ tiene que ser inferior a 200 mg/Nm³.

Para conseguir unos valores de emisión de SO₂ que cumplan la Normativa vigente procede la realización de una de las dos líneas de actuación:

- Efectuar un cálculo teórico para rediseñar la torre de absorción y a partir de este cálculo rediseñar los otros sistemas principales que componen la Planta (preparación de lechada de caliza y deshidratación del yeso), así como analizar la repercusión que puedan tener en el resto de los sistemas auxiliares.
- Ejecutar una serie de pruebas experimentales en la Planta.

5.4.2. SEPARADORES HÚMEDOS – CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO

En la actualidad, los absorbedores de rocío se aplican en escala comercial a los sistemas para la eliminación del SO₂ presente en los gases de combustión de la caldera, que salen de las grandes centrales de generación de energía operadas con carbón.

Los absorbedores de rocío son particularmente ventajosos cuando se requiere una baja caída de presión y cuando materia en forma de partículas puede estar contenida en la corriente de entrada de gas. Por lo general, no existe material de empaque en una absorbedor de rocío.

Los tiempos de residencia de la fase líquida en los absorbedores de rocío son muy pequeños, del orden de 1 a 10 s, al igual que los tiempos de contacto del gas. Por lo tanto, los absorbedores de rocío están limitados por una absorción relativamente fácil y se pueden aplicar, en especial, a los sistemas en que la velocidad de transferencia está limitada por la transferencia de masa en la fase gaseosa. Esta condición existe cuando la resistencia en la fase líquida es despreciable y la contrapresión del soluto sobre el líquido es pequeña (existe alta solubilidad).

El área superficial para la transferencia de masa entre las fases de gas y líquido está relacionada con el volumen total de retención de líquido por unidad de volumen de la cámara de rocío y con el diámetro medio de Sauter d_s de las gotas de rocío. El diámetro medio de Sauter se define en términos de la razón del área total de la superficie de líquido generada dentro del absorbedor dividido entre el volumen total de líquido rociado, es decir:

$$\frac{\text{(Superficie de líquido generada/tiempo)}}{\text{(Volumen de líquido rociado/tiempo)}} = \frac{6}{d_s}$$

Cuando se incluye el efecto producido por la retención de líquido, la razón de la superficie de líquido al volumen dentro de una cámara vertical a contracorriente o una absorbedor horizontal de rocío con flujo transversal se define mediante la ecuación:

$$a = (Q_L/A_L) (6/u_L \cdot d_s)$$

donde,

a = razón de la superficie al volumen dentro de la cámara

Q_L = velocidad de inyección del líquido

A_L = área total de la sección transversal de la cámara, perpendicular a la dirección de flujo de líquido

d_s = diámetro medio de Sauter

u_L = velocidad promedio de las gotas individuales de líquido en dirección vertical

A pesar de que las toberas de rocío pueden crear áreas de líquido muy elevadas cerca de la tobera, el área superficial se suele reducir rápidamente debido al mecanismo de coalescencia de la gota, en el que las gotitas se unen para formar gotas más grandes. Por consiguiente, el valor correcto del diámetro medio de Sauter a utilizar en la ecuación anterior es un promedio en todo el volumen de la cámara y no el valor local medido en las cercanías de las toberas.

En las **torres verticales de rocío** el gas fluye hacia arriba en forma vertical y el líquido se rocía hacia abajo, en las diferentes estaciones dentro de la torre, así como de los lados. En estas torres, la razón altura a diámetro en la sección de rocío suele ser baja (del orden 2:1) y por lo general, la velocidad del gas no puede exceder aproximadamente de 2,3 m/s, porque se presenta un arrastre excesivo de gotitas muy finas de líquido a velocidades más elevadas. El gas tiende a un retromezclado completo en una torre vertical debido al arrastre de gas por la acción de los rocíos.

La ecuación de diseño correcta para un sistema en el que la transferencia de masa está limitada por la fase gaseosa en una torre vertical de rocío es, en consecuencia:

$$y_2/y_1 = 1/(1 + N_G)$$

donde,

y_2/y_1 = fracciones mol de soluto en la fase gaseosa en el fondo y la parte superior de la torre, respectivamente

N_G = número de unidades de transferencia de masa en la fase gaseosa que está definido por la ecuación

$$N_G = k_G \cdot a \cdot V \cdot n_g$$

donde,

k_G = coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa

a = razón superficie a volumen dentro de la torre

V = volumen total de la selección de rocío

n_g = velocidad del gas

[14]

Para el caso concreto de la Planta de Desulfuración objeto de este Trabajo se han de tener en cuenta los siguientes parámetros para el diseño del Absorbedor:

- Caudal de gases de combustión
- Temperatura de los gases de combustión
- Contenido de SO₂
- Contenido de cenizas en la entrada

- Contenido de HCl en la entrada
- Contenido de HF en la entrada
- Sobrepresión de diseño
- Subpresión de diseño
- pH de la lechada
- Contenido de sólidos de la lechada
- Densidad nominal de la lechada
- Contenido de Cl

Además, el diseño del tanque de reacción y del tanque del Absorbedor ha de asegurar un tiempo de retención suficiente para la disolución de la piedra caliza, la oxidación de los sulfitos y el crecimiento de los cristales de sulfato cálcico (yeso).

Si bien se establecen las pautas para el diseño y el cálculo teórico de una torre de absorción no se ha llegado a realizar ningún cálculo ya que mediante una serie de pruebas operativas se ha comprobado que se alcanzan los objetivos marcados por la Directiva 2010/75/UE sin realizar modificaciones significativas en el Absorbedor y en el resto de equipos de la Planta de Desulfuración.

5.4.3. PRUEBAS EXPERIMENTALES

Paralelamente al planteamiento de la realización de cálculos teóricos, para incrementar el rendimiento de la Planta de Desulfuración hasta el 96%, que implica una mayor eficiencia del proceso de absorción, se realizan unas pruebas para estudiar la posibilidad de alcanzar este porcentaje de rendimiento sin llevar a cabo un rediseño importante de la torre de absorción, pero actuando con diferentes modos de operación en los sistemas básicos del proceso, como son el de agua de recirculación – pulverización, manipulación y alimentación de lechada de caliza y deshidratación de yeso.

Las posibilidades barajadas son las siguientes:

- Arranque de las cuatro bombas de recirculación (4 niveles de pulverización).
- Aumento de caudal de la lechada de caliza.
- Combinación de las dos anteriores.

Los datos se obtienen a través de un programa que controla de forma automática el proceso de combustión y/o desulfuración. Estos datos se toman en la Sala de Control de la Central Térmica a partir de un gráfico como el siguiente:



Figura 5.56. Gráfico del control automático de parámetros del proceso de desulfuración.

1) Prueba N°1: Arranque de las cuatro Bombas de Recirculación

Comienzan las pruebas con el arranque de la 4ª Bomba de Recirculación. Antes de arrancar ésta, los valores medidos son los siguientes:

SO₂ entrada: \cong 3600 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 130 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 96,4%

Caudal de lechada de caliza: \cong 25 m³/h

Casi inmediatamente después de arrancar la 4ª Bomba de Recirculación, el valor de SO₂ de salida desciende bruscamente. Tras dejar un día completo las cuatro Bombas de Recirculación en marcha se obtienen los siguientes valores:

SO₂ entrada: \cong 3600 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 48 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 98,7%

Caudal de lechada de caliza: \cong 25 m³/h

2) Prueba N°2: Arranque de las cuatro Bombas de Recirculación

Pasado un tiempo, se realizan de nuevo pruebas con las cuatro Bombas de Recirculación en funcionamiento. Los datos de partida son los siguientes:

SO₂ entrada: \cong 3600 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 210 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 94,2%

Caudal de lechada de caliza: \cong 24 m³/h

Los valores obtenidos después de arrancar la 4ª Bomba de Recirculación son los siguientes:

SO₂ entrada: \cong 3600 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 140 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 96,1%

Caudal de lechada de caliza: \cong 24 m³/h

3) Prueba N°3: Arranque de las cuatro Bombas de Recirculación

De nuevo se recurre al funcionamiento de las cuatro Bombas de Recirculación. Los valores de partida son:

SO₂ entrada: \cong 4200 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 166 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 96%

Caudal de lechada de caliza: \cong 28 m³/h

Después de arrancar la 4ª Bomba de Recirculación los valores que se obtienen son los siguientes:

SO₂ entrada: \cong 4200 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 81 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 98%

Caudal de lechada de caliza: \cong 28 m³/h

4) Prueba N°4: Arranque de las cuatro Bombas de Recirculación

Se arranca de nuevo la 4ª Bomba de Recirculación con una concentración mayor de SO₂ a la entrada. Antes de arrancar ésta, los valores medidos son los siguientes:

SO₂ entrada: \cong 4432 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 287 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 93,5%

Caudal de lechada de caliza: \cong 29 m³/h

Posteriormente al arranque de la 4ª Bomba de Recirculación, el valor de SO₂ de salida desciende bruscamente. Tras dejar un día completo las cuatro Bombas de Recirculación en marcha se obtienen los siguientes valores:

SO₂ entrada: \cong 4432 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 182 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 95,9%

Caudal de lechada de caliza: \cong 29 m³/h

5) Prueba N°5: Arranque de las cuatro Bombas de Recirculación (a plena carga)

Pasado un tiempo, se realizan las últimas pruebas con las cuatro Bombas de Recirculación en funcionamiento a plena carga y con una concentración elevada de SO₂ a la entrada, próxima al valor máximo registrado en la Planta.

Los datos de partida son los siguientes:

SO₂ entrada: \cong 4484 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 269 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 94%

Caudal de lechada de caliza: \cong 30 m³/h

Los valores obtenidos después de arrancar la 4ª Bomba de Recirculación son los siguientes:

SO₂ entrada: \cong 4484 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 175 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 96,1%

Caudal de lechada de caliza: \cong 30 m³/h

NOTA: "Como CONCLUSIÓN de las pruebas realizadas con los cuatro niveles de pulverización (cuatro Bombas de Recirculación de la Absorción en funcionamiento), se valoran los resultados obtenidos en una mejora de aproximadamente el 2% de la eficiencia del proceso".

6) Prueba N°6: Aumento del caudal de lechada de caliza manteniendo 3 Bombas de Recirculación

Para la siguiente prueba se aumenta el caudal de lechada de caliza. En este caso, el aumento se realiza con la válvula de control y regulación, con un caudal de aproximadamente 40 m³/h durante dos horas y acto seguido se deja al 70% regulando a 34 m³/h.

Los datos de partida son los siguientes:

SO₂ entrada: \cong 4180 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 182 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 95,6%

Caudal de lechada de caliza: \cong 28 m³/h

En estas condiciones de funcionamiento de la Planta de Desulfuración, los resultados obtenidos son los siguientes:

SO₂ entrada: \cong 4180 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 171 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 95,9%

Caudal de lechada de caliza: \cong 34 m³/h

7) Prueba N°7: Aumento del caudal de lechada de caliza manteniendo 3 Bombas de Recirculación

De nuevo se realiza una prueba aumentando el caudal de lechada hasta 36 m³/h. En esta ocasión, la concentración de SO₂ a la entrada es más elevada, próxima al valor máximo de entrada de SO₂ registrado en la Planta:

Los datos de partida son los siguientes:

SO₂ entrada: \cong 4503 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 234 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 94,8%

Caudal de lechada de caliza: \cong 30 m³/h

Los resultados obtenidos son los siguientes:

SO₂ entrada: \cong 4503 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 211,6 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 95,3%

Caudal de lechada de caliza: \cong 37 m³/h

NOTA: "Como CONCLUSIÓN de las pruebas realizadas con el aumento de lechada se valoran los resultados obtenidos en una mejora de aproximadamente el 0,5% de la eficiencia del proceso".

8) Prueba N°8: Aumento del caudal de lechada de caliza y cuatro Bombas de Recirculación

Para finalizar la batería de pruebas, se incrementa el caudal de lechada de caliza en 6 m³/h y se arranca la 4^a Bomba de Recirculación.

Los datos de partida son los siguientes:

SO₂ entrada: \cong 4214 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 308 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 92,7%

Caudal de lechada de caliza: $\cong 29 \text{ m}^3/\text{h}$

Después de seis horas los valores que se obtienen son los que se detallan a continuación:

SO₂ entrada: $\cong 4214 \text{ mg}/\text{Nm}^3$

SO₂ salida: $\cong 156 \text{ mg}/\text{Nm}^3$

Eficiencia: $\cong 96,3\%$

Caudal de lechada de caliza: $\cong 35 \text{ m}^3/\text{h}$

9) Prueba N°9: Aumento del caudal de lechada de caliza y cuatro Bombas de Recirculación

Igualmente, se realiza de nuevo una prueba combinada de las dos anteriores.

En este caso se incrementa el caudal de lechada de caliza $8 \text{ m}^3/\text{h}$ y se arranca la 4ª Bomba de Recirculación.

Los datos de partida son los siguientes:

SO₂ entrada: $\cong 4472 \text{ mg}/\text{Nm}^3$

SO₂ salida: $\cong 277 \text{ mg}/\text{Nm}^3$

Eficiencia: $\cong 93,8\%$

Caudal de lechada de caliza: $\cong 30 \text{ m}^3/\text{h}$

Después de varias horas con un aumento del caudal de lechada y la 4ª Bomba de Recirculación en funcionamiento los valores que se obtienen son los siguientes:

SO₂ entrada: $\cong 4472 \text{ mg}/\text{Nm}^3$

SO₂ salida: $\cong 165 \text{ mg}/\text{Nm}^3$

Eficiencia: $\cong 96,3\%$

Caudal de lechada de caliza: $\cong 38 \text{ m}^3/\text{h}$

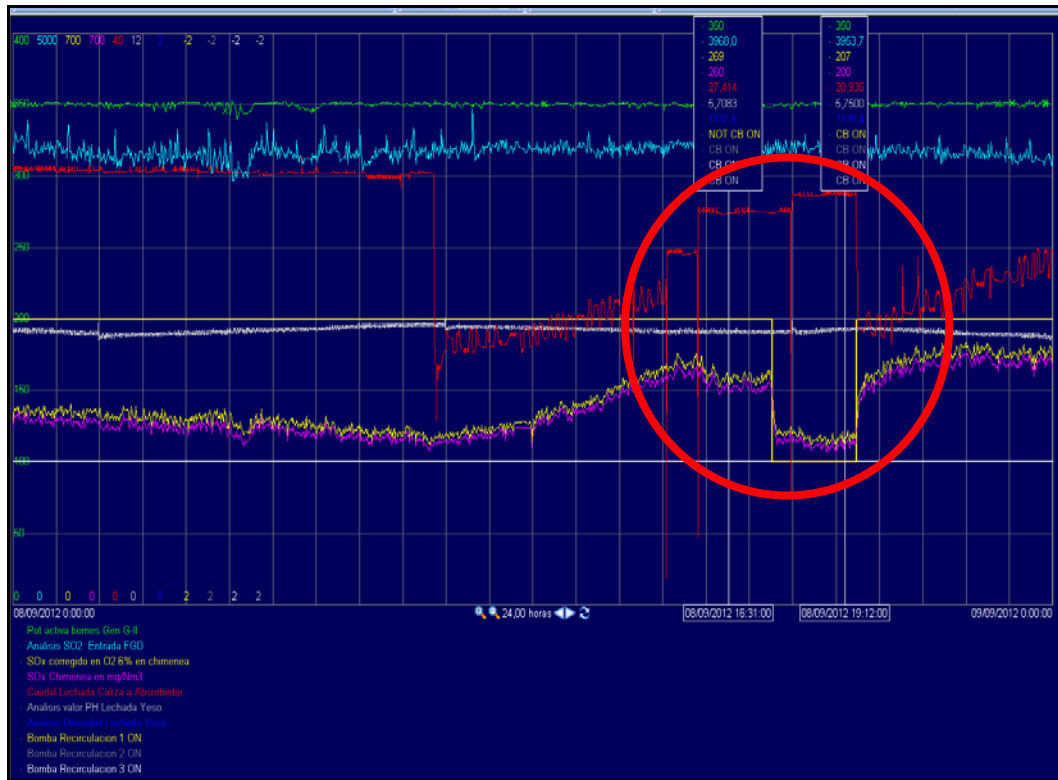


Figura 5.57. Gráfico de la Prueba N^o9.

En la Figura 5.5. se observa un importante descenso de la concentración de SO₂ al aumentar la lechada de caliza con la 4^aBomba de Recirculación en funcionamiento.

Se reitera la detección de un importante aumento de la concentración de caliza en la lechada.

NOTA: “Si se aumenta el caudal de lechada de caliza de forma simultánea al funcionamiento con cuatro Bombas de Recirculación o 4 niveles de pulverización se corre el riesgo de trabajar con valores de pH y densidad de lechada de yeso por encima de los valores de diseño, con los correspondientes daños que esto pueda originar al control de proceso en el Absorbente y a la manipulación y transporte por tuberías tanto de la lechada de caliza como la de yeso con problemas de atascos, erosiones y corrosiones en tuberías y equipos diversos”.

5.4.4. RESULTADOS OBTENIDOS EN LAS PRUEBAS

Realizadas las pruebas con los tres modos de operación analizados:

- ✚ El valor de la reducción en las emisiones al arrancar la 4ª Bomba de Recirculación a plena carga es de aproximadamente 90 – 100 mg/Nm³. El consumo de la bomba es aproximadamente de 620 KW.
- ✚ Si se incrementa el caudal de lechada al Absorbedor de 30 m³/h a 37 m³/h se produce una reducción de emisiones de aproximadamente 23 mg/Nm³.
- ✚ Si se combinan las dos medidas anteriores se produce una reducción de emisiones de aproximadamente 112 mg/Nm³.

En este último caso, superando notablemente el caudal de lechada a aportar al Absorbedor se alcanzan valores de pH y densidades inadmisibles que afectan a la operativa del proceso, tal y como se detalla en el Punto 4.2.3.

A partir de las pruebas realizadas se puede concluir que el arranque de la 4ª Bomba de Recirculación supone un incremento medio de la eficiencia de la Planta de un 2% y que el aumento del caudal de lechada al Absorbedor supone un incremento medio de un 0,5%.

SE ADOPTA COMO SITUACIÓN DEFINITIVA LA MEJORA DEL RENDIMIENTO DEL PROCESO DE DESULFURACIÓN MEDIANTE LA UTILIZACIÓN SIMULTÁNEA DE CUATRO BOMBAS DE RECIRCULACIÓN - NIVELES DE PULVERIZACIÓN (5 Bombas de Recirculación, 4 en funcionamiento y 1 en reserva), con un aumento del rendimiento del 94% hasta niveles del 96,1%, dando como resultado (para unas condiciones de concentración de SO₂ a la entrada de 4484 mg/Nm³) un valor de salida de SO₂ de 191 mg/Nm³, por debajo de los 200 mg/Nm³ que exige la Directiva 2010/75/UE.

La concentración máxima de SO₂ que se ha registrado a la entrada de la Planta es de 4507 mg/Nm³. Como se ha visto en las conclusiones recogidas en el Punto 3.15, el rendimiento antes del arranque de la 4ª Bomba para dicha concentración, es de 93,7%. Si se aumenta la eficiencia en un 2% con el arranque de dicha bomba, los resultados que se obtendrían serían los siguientes:

SO₂ entrada: \cong 4507 mg/Nm³

SO₂ salida: \cong 193,8 mg/Nm³

Eficiencia: \cong 95,7%

Caudal de lechada de caliza: \cong 30 m³/h

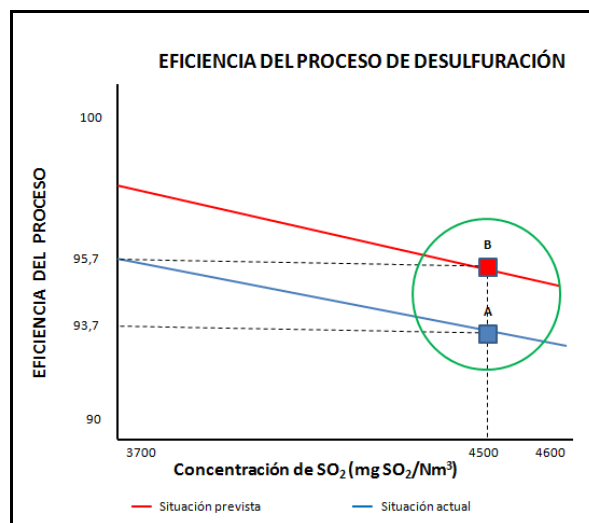
En este apartado se concluye que se cumple la Directiva 2010/75/UE, que exige un límite máximo de SO₂ para la instalación objeto de este estudio de 200 mg/Nm³ ó el incremento del rendimiento de la Planta de Desulfuración hasta el 96%.

5.4.5. CONSUMOS Y RENDIMIENTOS

En este apartado se realiza una comparación entre la situación actual y la situación prevista en cuanto a consumos y rendimientos en diferentes sistemas:

- Rendimiento del proceso de desulfuración en función de la concentración de SO₂ a la entrada.
- Rendimiento del proceso de desulfuración en función del caudal de gases de combustión.
- Consumo de caliza en el proceso
- Consumo de energía en la molienda
- Producción de yeso
- Consumo de agua

▪ **Rendimiento del proceso en función de la concentración de SO₂ a la entrada:**

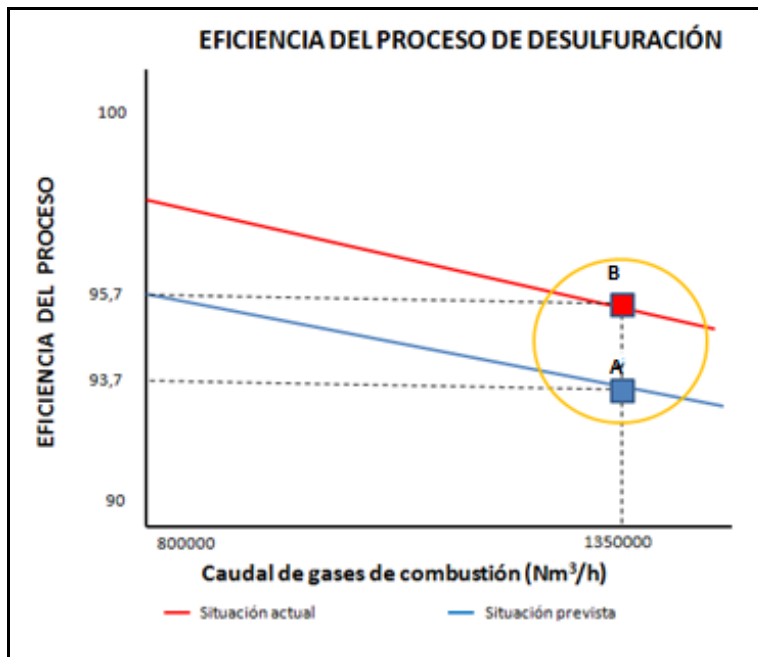


B: Punto de funcionamiento nominal posterior a la optimización

A: Punto de funcionamiento nominal en el punto de diseño

Figura 5.58. Rendimiento del proceso de desulfuración en función de la concentración de SO₂ a la entrada.

- Rendimiento del proceso de desulfuración en función del caudal de gases de combustión:

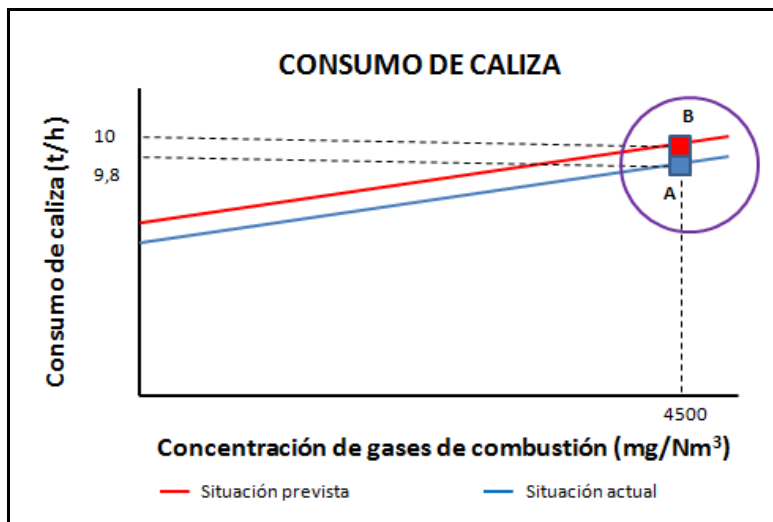


B: Punto de funcionamiento nominal posterior a la optimización

A: Punto de funcionamiento nominal en el punto de diseño

Figura 5.59. Eficiencia del proceso en función del caudal de gases de combustión.

- Consumo de caliza en el proceso:

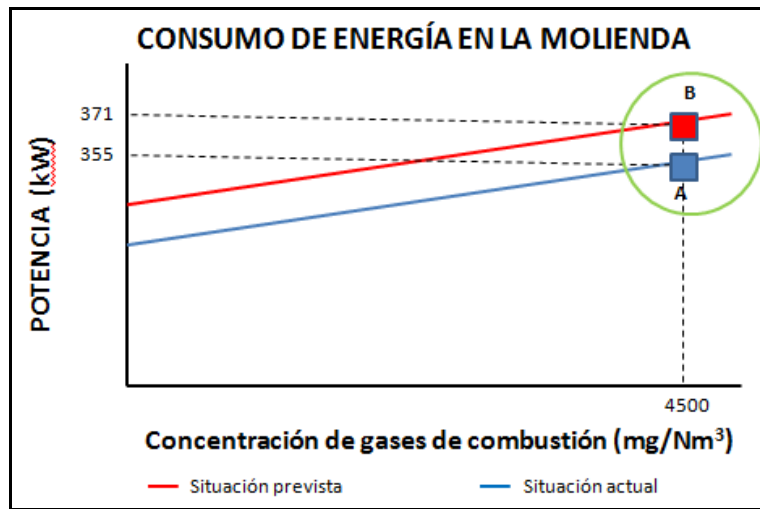


B: Punto de funcionamiento nominal posterior a la optimización

A: Punto de funcionamiento nominal en el punto de diseño

Figura 5.60. Consumo de caliza en el proceso.

▪ Consumo de energía en la molienda:



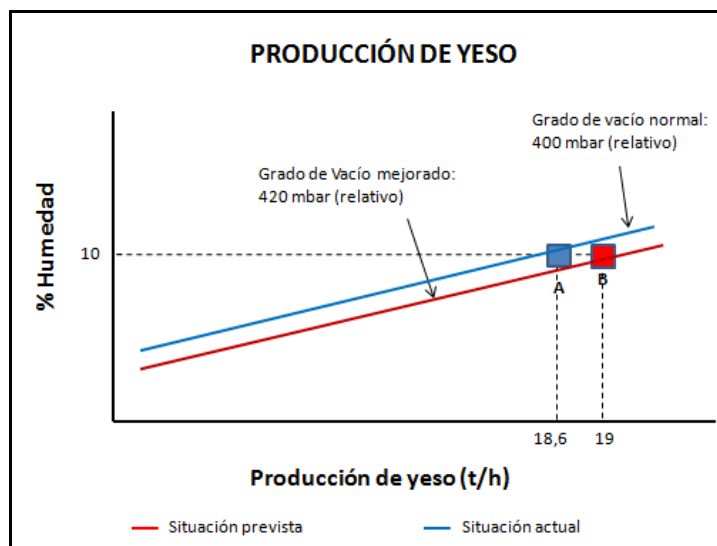
B: Punto de funcionamiento nominal posterior a la optimización

A: Punto de funcionamiento nominal en el punto de diseño

Figura 5.61. Consumo de energía en la molienda.

El punto B es el punto de diseño para garantizar el consumo de lechada (30,6 m³/h) necesario para las nuevas condiciones de rendimiento de separación del Absorbedor (por debajo de 200 mg/Nm³).

▪ Producción de yeso:

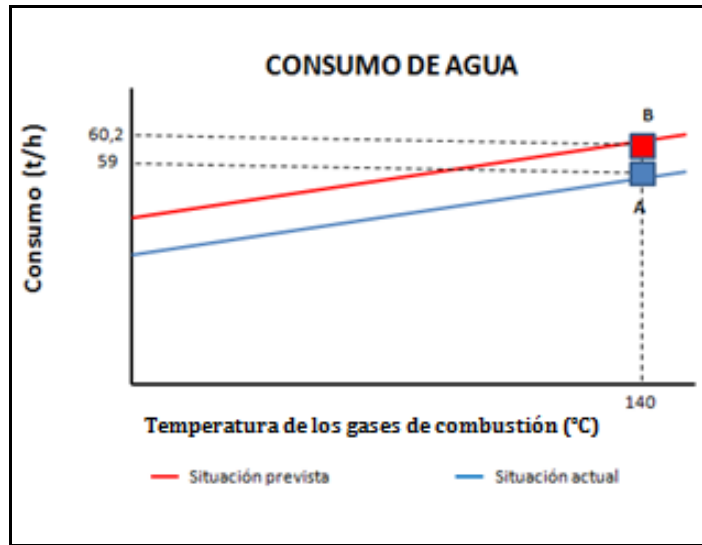


B: Punto de funcionamiento nominal posterior a la optimización

A: Punto de funcionamiento nominal en el punto de diseño

Figura 5.62. Producción de yeso.

▪ **Consumo de agua:**



B: Punto de funcionamiento nominal posterior a la optimización

A: Punto de funcionamiento nominal en el punto de diseño

Figura 5.63. Consumo de agua en la Planta.

5.4.6. MODIFICACIONES A REALIZAR EN LA PLANTA DE DESULFURACIÓN

En este apartado se estudian cada uno de los sistemas de la Planta de Desulfuración descritos anteriormente con el objetivo de adaptar ésta a las nuevas condiciones de funcionamiento (funcionamiento permanente de la 4ª Bomba de Recirculación y aumento del caudal de lechada) para cumplir con el objetivo exigido por la Directiva Europea.

A continuación, se analizan cada uno de los sistemas. No obstante, este es un estudio parcial de cada uno de los equipos. Para profundizar de forma puntual en cada uno de ellos será necesario mantener estas condiciones de funcionamiento durante largos periodos de tiempo (meses) ó bien contratar a un Tecnólogo para que realice un estudio exhaustivo y determine las condiciones de ajuste y de trabajo de cada equipo por si fuese necesario añadir algún equipo más para mantenerlo en reserva.

- ✚ Sistema de Manejo de Caliza: No se considera necesaria la modificación de ningún equipo en este sistema. El aumento del consumo de caliza no es significativo (2%). En cualquier caso, los Silos de Caliza tienen una capacidad de 650 t cada uno para un almacenamiento de 2,5 días. La Cinta Transportadora de Dosificación que transporta la caliza desde los Silos de Caliza a los Molinos de Bolas tiene una capacidad de 10,2

t/h, suficiente como para cubrir la demanda de caliza en esta nueva situación: 9,99 t/h. Los sistemas de captación de polvo no van a necesitar ninguna modificación.

- ✚ **Sistema de Molienda de Caliza:** Al igual que ocurre con el Sistema de Manejo de Caliza, la instalación está prevista para una capacidad de 10,2 t/h. Como las nuevas necesidades van a ser inferiores, todos los equipos que constituyen este sistema están capacitados para soportar perfectamente la nueva situación. Por tanto, en este sistema no se considera necesaria la modificación en ningún equipo.



Figura 5.64. Sistemas de Caliza, Molienda y Alimentación de Lechada de Caliza.

- ✚ **Sistema de Alimentación de Lechada:** El Tanque de Alimentación de Lechada está diseñado para 8 horas de capacidad de almacenamiento. Actualmente el caudal de lechada que se envía al Absorbedor es de 30 m³/h y la capacidad de las bombas de lechada es de 1,04 m³/min (62,4 m³/h). Por lo tanto, como no se aumenta el caudal de lechada al Absorbedor, no es necesaria la instalación de una tercera Bomba de Alimentación de Lechada.
- ✚ **Sistema de Gases de Combustión:** El caudal de gases de combustión con el que trabaja la Planta es de aproximadamente 1350000 Nm³/h. Los diferentes conductos están diseñados para soportar dicho caudal de incluso caudales ligeramente superiores como fue realizado por diseño. Los pequeños incrementos de caudal a la salida del Absorbedor son perfectamente absorbidos por el sistema, por tanto no será necesario realizar ninguna reforma en los conductos.

Con respecto al Ventilador de Refuerzo (BUF), la pérdida de presión en el Absorbedor en las condiciones actuales de funcionamiento es de 17,1 mbar. Al entrar en funcionamiento la 4ª Bomba de Recirculación la pérdida de presión es de 21 mbar. Teniendo en cuenta las características de capacidad de este motoventilador como se ha detectado en las pruebas, se considera que tiene la suficiente capacidad para absorber esta pérdida de carga.

En el GGH tipo regenerativo, no se considera necesaria ninguna modificación, ya que está capacitado para tratar un caudal de gases de 1350000 Nm³/h y como se ha referido anteriormente, éste no se va a incrementar.

- ✚ Sistema de Absorción: El Absorbedor está diseñado para trabajar con una concentración de SO₂ de 4500 mg/Nm³ para un caudal de gases de combustión de 1350000 Nm³/h.

El cálculo teórico de un Absorbedor se ha visto en apartados anteriores y en este caso particular no se considera necesario realizar modificaciones en el mismo ya que, como se ha explicado anteriormente, mediante la nueva forma operativa de funcionamiento con las cuatro Bombas de Recirculación, será suficiente para el cumplimiento de las exigencias medioambientales de la Directiva 2010/75/UE.

El diseño del tanque de reacción y del tanque del Absorbedor asegura un tiempo de retención suficiente para la disolución de la piedra caliza, la oxidación de los sulfitos y el crecimiento de los cristales de sulfato cálcico (yeso).

- ✚ Sistema de Recirculación de la Absorción: El sistema está diseñado para que tenga una capacidad de bombeo suficiente para conseguir las emisiones de dióxido de azufre dictadas por la Directiva 2001/80/CE del Parlamento Europeo y del Consejo. Con las pruebas realizadas, se llega a la conclusión de que con el funcionamiento de la 4ª Bomba de Recirculación de forma permanente se consiguen límites inferiores a los establecidos por la Directiva 2010/75/UE (concentraciones de SO₂ < 200 mg/Nm³).

Como se ha mencionado anteriormente se va a operar la Planta con cuatro Bombas de Recirculación y por tanto, se considera necesaria la instalación de una quinta bomba en reserva, lo que implica realizar una serie de modificaciones en los conductos para asegurar el funcionamiento en continuo de los cuatro niveles de pulverización, independientemente de la bomba que esté en reserva, avería o revisión.

Cada Bomba de Recirculación tiene una capacidad de 158,4 m³/min de lechada de yeso con un contenido de sólidos del 18 al 22% (en peso).

El sistema de pulverización consta de 4 niveles con un total de 784 boquillas de pulverización (196 boquillas por nivel).

La 5ª Bomba de Recirculación y las tuberías necesarias para realizar las conexiones correspondientes se ubicarán en la nave de las Bombas de Recirculación, junto con las bombas actuales. Se instalarán los sistemas eléctricos y de control necesarios para esta nueva disposición. Además de ello, será necesario realizar la ampliación de la nave para poder colocar la quinta bomba con el resto de sistemas necesarios para su funcionamiento.



Figura 5.65. Ubicación de la 5ª Bomba de Recirculación.

✚ Sistema de Aire de Oxidación: El sistema de aire de oxidación está diseñado para suministrar el aire de oxidación necesario al Absorbedor, de forma que se consiga la calidad garantizada de yeso en las siguientes condiciones de diseño e la Planta:

- Caudal de gases de escape (húmedo): 1350000 Nm³/h
- SO₂ (gases de escape secos, 6% O₂): 4500 mg/Nm³/h

Cada una de las Soplantes de Oxidación está diseñada para atomizar aproximadamente el 65% del aire de oxidación necesario. El caudal de aire suministrado por cada una de ellas es de 125,2 m³/min. Por tanto, están sobredimensionadas y el caudal suministrado es suficiente para cubrir la demanda del caudal de aire de oxidación en las nuevas condiciones de operación que aumenta en un 2%.

Con respecto a los Agitadores de Oxidación, diseñados para impedir la sedimentación de sólidos en el Tanque del Absorbedor (de acuerdo con el criterio de diseño geométrico del tanque) y para distribuir el caudal de aire de oxidación, hay que destacar que están en funcionamiento siempre que el nivel de la lechada en el tanque está por encima del nivel mínimo de funcionamiento. No será necesario añadir ningún nuevo Agitador (permanecen los cinco agitadores de forma continua) ya que serán capaces de oxidar igualmente la mezcla con el incremento de aire de oxidación correspondiente.

 **Sistema de Agua de Filtrado:** Está compuesto por:

- Tanque de Retorno de Filtrado: Tiene una capacidad de almacenamiento de 5 horas en las condiciones de operación máximas de la Planta. Las Bombas de Retorno de Filtrado están dimensionadas para mantener el balance de agua en el Tanque de Retorno de Filtrado y el suficiente TDH (Total Dinamic Head, carga dinámica total) para alimentar el sistema de molienda y/o el Absorbedor. Por tanto, no será necesario dimensionar el tanque ni añadir otra bomba.
- Tanque de Rebose de Hidrociclones: Tiene una capacidad de almacenamiento de 0,5 horas en las condiciones de operación máximas de la Planta, por tanto no será suficiente para cubrir las nuevas necesidades de la Planta. Se realiza una ampliación del tanque para una mayor capacidad del mismo. Las Bombas de Rebose de Hidrociclones están dimensionadas para mantener el balance de aguas en el Tanque de Rebose de Hidrociclones y para tener el suficiente TDH para alimentar la Planta de Tratamiento de Efluentes.
- Tanque de Distribución: Trabaja sólo como un distribuidor entre el caudal que va al Tanque de Retorno de Filtrado y al Hidrociclón de Agua Residual. Las Bombas del Tanque de Distribución están dimensionadas para mantener el balance de agua en el Tanque de Distribución y tener el TDH suficiente para alimentar el

Hidrociclón de Agua Residual. Se realiza una ampliación de este tanque para cubrir las nuevas necesidades de la Planta.

- Hidrociclón de Agua Residual: Reduce los sólidos en el agua residual. La lechada proveniente del Tanque de Distribución contiene alrededor del 5% de sólidos y el agua residual proveniente del rebose del Hidrociclón de Agua residual contiene alrededor del 1%. El Hidrociclón de Agua Residual consiste en 4 hidrociclones individuales con válvulas de corte a la entrada, 2 en operación y 2 en reserva. Si con esta nueva situación se incrementase el porcentaje de sólidos, se podría utilizar de forma puntual un tercer hidrociclón individual o bien realizar un cambio de las boquillas de éstos (partidas que ya están contempladas en el presupuesto).
- ✚ Sistema de Secado de Yeso: Se mantiene el sistema en las condiciones actuales de operación. Si se produjese un aumento importante de la cantidad de sangrado de yeso, repercutiría en la operación del sistema de vacío y esto se podría controlar jugando con los parámetros de grado de vacío para hacer frente al aumento de velocidad de la banda.
- ✚ Sistema de Manejo de Yeso: Las cintas transportadoras están diseñadas para una capacidad de 22 t/h con una velocidad de 0,8 m/s. Esto hace un total de 528 t/día. Actualmente la cantidad media de yeso que se extrae es de aproximadamente 18,6 t/h. Por lo tanto, este sistema se encuentra sobredimensionado y podría extraer 3,4 t/h más de yeso.
- ✚ Sistema de Agua de Proceso: Este sistema es capaz de proporcionar el agua necesaria al proceso de desulfuración desde el punto mínimo de operación al máximo.

El sistema está diseñado para ser capaz de suministrar el agua de limpieza necesaria en la desulfuración.

El Tanque de Agua de Proceso está diseñado para un tiempo de retención de 2 horas considerando el punto de operación más desfavorable.

Por tanto, este sistema no necesita ninguna reforma importante para adaptarse a las nuevas condiciones de operación de la Planta de Desulfuración. En todo caso, se

podría jugar con un variador de velocidad para hacer trabajar a la bomba en las nuevas condiciones requeridas.

- ✚ Sistema de Drenajes: La capacidad de almacenamiento del Tanque de Emergencia es del 200% del volumen del Pozo del Absorbedor con nivel normal más el contenido de lechada de las tuberías de recirculación.

Las Bombas del Tanque de Emergencia están dimensionadas para retornar el contenido del tanque al Absorbedor en 8 horas.

Los Pozos de Drenaje están dimensionados para un volumen total de 252 m³, 211 m³ y 186 m³.

- ✚ Sistema de Agua de Refrigeración: El Sistema de Agua de Refrigeración está diseñado para ser capaz de refrigerar el BUF y las Bombas de Recirculación. Cada una de las Bombas de Refrigeración está diseñada para suministrar el 100% del caudal demandado. Puesto que se va a añadir al proceso de desulfuración una 4^a Bomba de Recirculación que funcionará de forma continua, se hace necesario añadir una nueva Bomba de Agua de Refrigeración para garantizar la demanda sin que los equipos sufran problemas de sobrecalentamiento.



Figura 5.66. Ubicación de la nueva Bomba de Agua de Refrigeración.

- ✚ Sistema de Aire Comprimido: Las condiciones de operación y diseño han sido calculadas para cubrir las demandas de los consumidores.

5.4.7. ESTUDIO ECONÓMICO

5.4.7.1. Presupuesto

El presupuesto se desglosa en los siguientes apartados:

1. INGENIERÍA.....	800000 €
1.1. Ingeniería de Obra Civil.....	200000 €
1.2. Ingeniería de Detalle.....	600000 €



Figura 5.67. Zona de obras para la ampliación de la nave de Bombas de Recirculación.

2. ABSORBEDOR.....	2750000 €
2.1. Motobomba, reductor, etc.....	890000 €
2.2. Tuberías, accesorios, etc.....	580000 €
2.3. Separador de gotas y montaje.....	70000 €
2.4. Obra civil.....	280000 €
2.5. Ampliación Edificio Bombas de Recirculación.....	240000 €
2.6. Montaje.....	690000 €
3. MODIFICACIONES EN EL RESTO DE EQUIPOS.....	250000 €
3.1. Materiales (tuberías, bombas, etc.).....	150000 €
Bomba de Agua de Refrigeración.....	30000 €
Tanque de Rebose de Hidrociclones.....	20000 €
Tanque de Distribución.....	30000 €
Hidrociclón de Agua Residual.....	25000 €
Otros.....	45000 €
3.2. Montaje.....	100000 €

4. AMPLIACIÓN SISTEMAS ELÉCTRICOS.....	650000 €
4.1. Cabina 6000 V Motobomba.....	300000 €
4.2. Armario cabina otros equipos (Bomba de Agua de Refrigeración y otros).....	25000 €
4.3. Cableado.....	150000 €
4.4. Montaje.....	175000 €
5. AMPLIACIÓN SISTEMAS DE INSTRUMENTACIÓN.....	500000 €
5.1. Sistema de control distribuido.....	200000 €
5.2. Equipos de medida.....	100000 €
5.3. Equipos de regulación y control.....	100000 €
5.4. Montaje.....	100000 €
6. AMPLIACIÓN SISTEMAS AUXILIARES.....	250000 €
6.1. Materiales.....	150000 €
6.2. Montaje.....	100000 €
7. ASISTENCIA TÉCNICA Y PUESTA EN MARCHA.....	510000 €
7.1. Asistencia técnica.....	350000 €
7.2. Puesta en marcha.....	100000 €
7.3. Pruebas y aceptación.....	60000 €
8. VARIOS.....	190000 €
8.1. Permisos y Licencias.....	60000 €
8.2. Transportes.....	30000 €
8.3. Apoyos varios.....	100000 €

5.4.7.2. Presupuesto total

El **presupuesto total** asciende a un total de **5.900.000 €**.

5.4.7.3. Estudio de viabilidad económica

No se considera procedente para este Trabajo realizar un estudio de viabilidad económico; se trata de una mejora medioambiental exigida de acuerdo con el PNRE – GIC y la Directiva

2001/80/CE para Grandes Instalaciones de Combustión (GIC) y posteriormente por la Directiva 2010/75/UE (Directiva de Emisiones Industriales, DEI).

La ejecución de este plan de reducción de SO₂ no tiene ninguna viabilidad económica, puesto que se trata de una inversión que no tiene ningún beneficio económico. Se realiza esta inversión para cumplir las exigencias dictadas por la Directiva 2010/75/UE sobre emisiones industriales.

De no cumplirse la legislación vigente, la empresa podría ser sancionada. Los Estados miembros son los que determinan el régimen de sanciones aplicables en caso de incumplimiento de las disposiciones nacionales adoptadas en virtud de dicha Directiva. Estas sanciones son efectivas, proporcionadas y disuasorias.

No obstante, la repercusión económica que supone esta mejora de rendimiento del proceso, se valora en 0,12 €/MWh producido (0,2% sobre el precio actual de generación de energía eléctrica).

6. ANÁLISIS DE LA EFICIENCIA DEL PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO

6.1. PARTÍCULAS EN SUSPENSIÓN (PM₁₀)

Las PM₁₀ se pueden definir como aquellas partículas sólidas o líquidas de polvo, cenizas, hollín, partículas metálicas, cemento ó polen, dispersas en la atmósfera, y cuyo diámetro varía entre 2,5 y 10 μm (1 micrómetro corresponde la milésima parte de 1 milímetro). Están formadas principalmente por compuestos inorgánicos como silicatos y aluminatos, metales pesados entre otros, y material orgánico asociado a partículas de carbono (hollín). Se caracterizan por poseer un pH básico debido a la combustión no controlada de materiales.

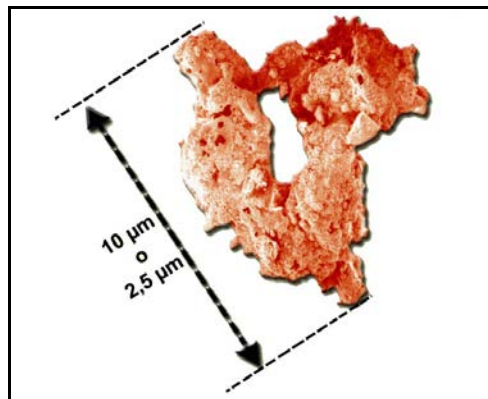


Figura 6.1. Imagen microscópica de una partícula en suspensión.

Fuentes de emisión



Figura 6.2. Emisión de partículas a la atmósfera en una planta industrial.

Las fuentes de emisión de estas partículas pueden ser móviles o estacionarias, destacando que un 77,9% de la cantidad total emitida de PM₁₀ procede del polvo resuspendido existente en la atmósfera. La industria, la construcción y el comercio con un 7,6% y el transporte rodado con un 6,5% representan otros focos de contaminación de especial relevancia.

Como fuentes minoritarias de contaminación es importante señalar que el 3,7% del total procede de quemas agrícola y un 3,3% es de origen doméstico.

Efectos sobre la salud humana y el medio ambiente

La exposición prolongada o repetitiva a las PM₁₀ puede provocar efectos nocivos en el sistema respiratorio de la persona. No obstante son menos perjudiciales que las PM_{2,5}, ya que al tener un mayor tamaño, no logran atravesar los alveolos pulmonares, quedando retenidas en la mucosa que recubre las vías respiratorias superiores. La primera directiva hija de la calidad del aire, (Directiva 1999/30/CE) indica que para la protección de la salud no pueden superarse los 150 nanogramos por metro cúbico normalizado durante 24 horas.

La mayoría de estas partículas precipitan en la tierra, provocando una capa de polvo en la superficie que puede afectar seriamente a la salud tanto de los organismos terrestres como los organismos acuáticos.

6.2. PRECIPITADORES ELECTROSTÁTICOS

6.2.1. INTRODUCCIÓN

El sistema de depuración utilizado en la central térmica objeto de este estudio es un precipitador electrostático que realiza el tratamiento de los gases por vía seca. Consta de un sistema de captación de gases y de un equipo de depuración en el que se produce la separación de partículas de la corriente gaseosa.

Las partículas del proceso de combustión del carbón tienen un tamaño que oscila entre 1 y 200 µm.

Desde el punto de vista de la contaminación atmosférica, las partículas de interés son las denominadas partículas torácicas, aquellas con un diámetro inferior o igual a 10 µm (PM₁₀), para las cuales es de aplicación la legislación desarrollada anteriormente.

Los precipitadores electrostáticos son equipos de recolección de partículas de polvo y gotas mediante la acción de un campo eléctrico intenso sobre las partículas previamente cargadas. El proceso de precipitación consta de tres etapas fundamentales:

1. Carga electrostática de las partículas.
2. Recolección de partículas sobre las placas del precipitador.
3. Evacuación del material recolectado.

Los precipitadores electrostáticos tienen una elevada eficiencia de tratamiento de grandes caudales de gases con partículas pequeñas en su seno y con temperaturas elevadas (hasta 700°C). La pérdida de carga de la corriente gaseosa es muy pequeña en comparación con la de otros equipos, situándose en torno a 2 – 12 mm de columna de agua. Sin embargo, los costes de inversión son elevados y la operación es compleja.

La eficacia de los precipitadores electrostáticos depende, fundamentalmente, del tamaño del equipo, aunque también influyen otros factores como la resistividad del polvo, la temperatura y composición química del gas y la distribución de tamaños de partículas. Los valores de la eficacia en este caso son los siguientes:

EFICACIA DE CAPTACIÓN		
PM	PM ₁₀	PM _{2,5}
99,2	99,4	97,7

Tabla 6.1. Eficacia del precipitador electrostático.

6.2.2. FUNDAMENTOS DEL PROCESO

La Figura 6.3. muestra el principio básico de la operación. Los gases contaminados pasan a través de un campo eléctrico de polaridades opuestas. El precipitador consta de dos sistemas de electrodos: el electrodo de emisión (o de descarga) y el de precipitación. El electrodo de emisión está unido al polo negativo de un rectificador de alto voltaje (20 – 100 kV), mientras que el electrodo de precipitación está conectado eléctricamente a tierra, cerrando el circuito.

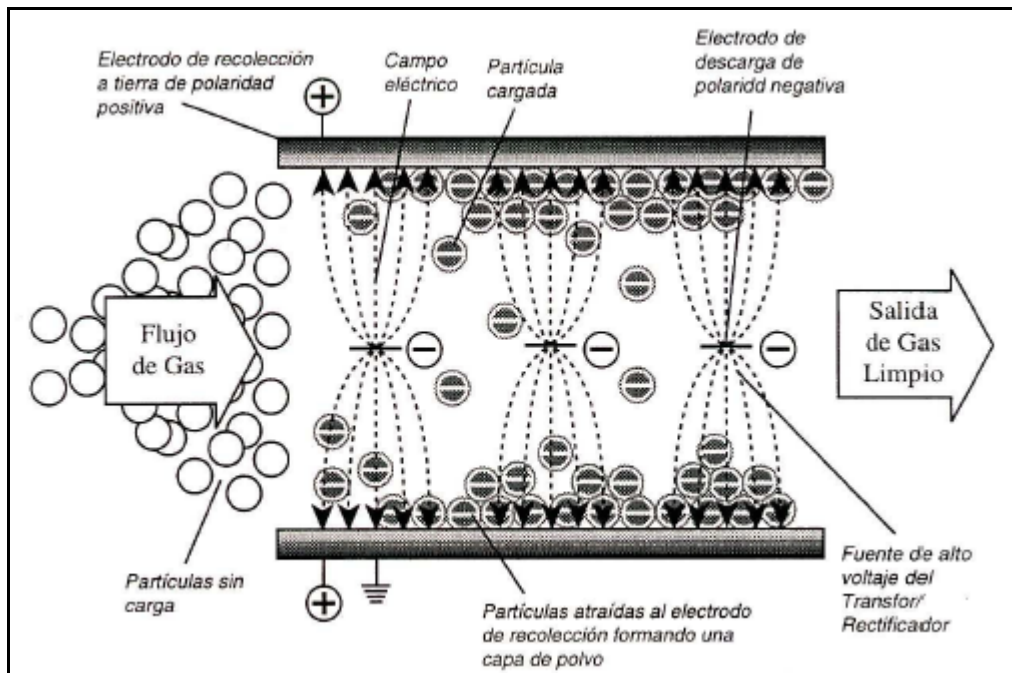


Figura 6.3. Principio de funcionamiento de un precipitador electrostático.

El electrodo de emisión puede ser un fino hilo metálico (0,13 – 0,38 cm) o un cable enrollado o tubo con púas. Estos electrodos se sitúan en el interior de un tubo cilíndrico o entre placas que constituyen el electrodo de precipitación. Al aplicar una corriente continua de alto voltaje sobre el fino alambre se producen descargas eléctricas locales. Los electrones libres dotados de una gran energía eléctrica chocan con las moléculas de gas, produciendo numerosos iones positivos y negativos en esta zona, que se manifiesta por una zona visible muy activa en las proximidades del electrodo emisor, efecto corona, donde el gradiente de campo eléctrico es mayor (Figura 6.4.a.). En estos choques se originan nuevos electrones libres, lo que ocasiona que el proceso de ionización se multiplique (Figura 6.4.b.). Con el electrodo emisor sometido a un potencial negativo, los iones positivos son rápidamente captados por el alambre, y los iones negativos se desplazan hacia el electrodo de precipitación (tubos o placas).

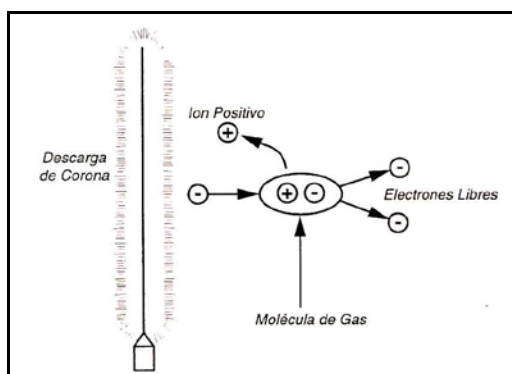


Figura 6.4.a. Generación de corona.

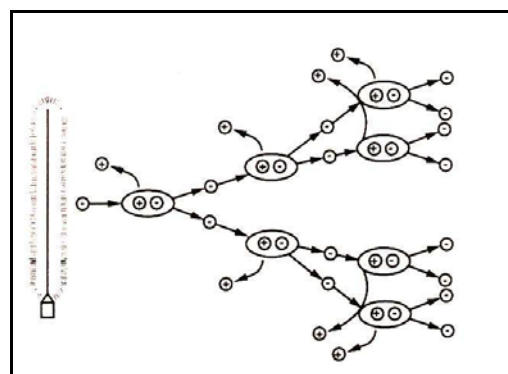


Figura 6.4.b. Multiplicación de avalancha.

La carga de las partículas que contiene el gas se origina en el desplazamiento de los iones negativos hacia el electrodo de precipitación, por la fijación de los iones negativos sobre las partículas. Dicha carga se produce por dos mecanismos: carga de campo y carga de difusión. La carga de campo afecta a las partículas de mayor tamaño ($>1 \mu\text{m}$) y tiene lugar por la colisión de los iones negativos que se desplazan a lo largo de las líneas de campo eléctrico con las partículas. La carga de difusión se asocia al movimiento browniano de los iones negativos del gas por efecto térmico y es el mecanismo por el que se cargan las partículas de menor tamaño ($0,1 - 0,3 \mu\text{m}$). En las partículas con tamaños de $0,3 - 1 \mu\text{m}$ se produce una combinación de los dos mecanismos.

Cuando una partícula llega al electrodo de precipitación se descarga parcialmente. La carga se transfiere lentamente a la placa de recolección conectada a tierra. Una porción de la carga se realinea y contribuye a las fuerzas de cohesión y adhesión que fijan las partículas a las placas. Las partículas se mantienen en las placas por las fuerzas de adhesión. Las partículas nuevas se unen a las ya fijadas por fuerzas de cohesión. La capa de polvo se acumula en la placa hasta que alcanza un grosor de $0,3$ a $0,6 \text{ cm}$, momento en el que se inicia el ciclo de limpieza.

El polvo depositado en las placas se elimina por vía seca mediante sacudidas periódicas o por vibración de las placas colectoras. La capa de polvo cae de las placas en pedazos grandes. Estos precipitadores tienen controles de sacudido ajustables que permiten variar la frecuencia e intensidad del sacudido de acuerdo a la concentración de polvo en el gas a fin de evitar la reintroducción de polvo. El polvo se recoge en las tolvas y posteriormente se vacían.

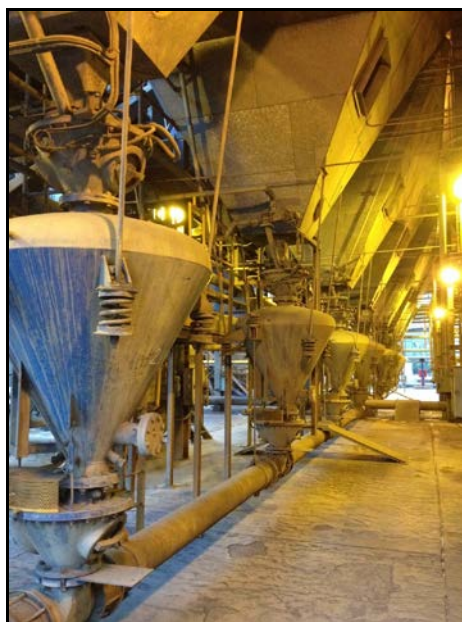


Figura 6.5. Tolva de recogida de partículas.

6.2.3. DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO

Los principales elementos que integran el precipitador electrostático son:

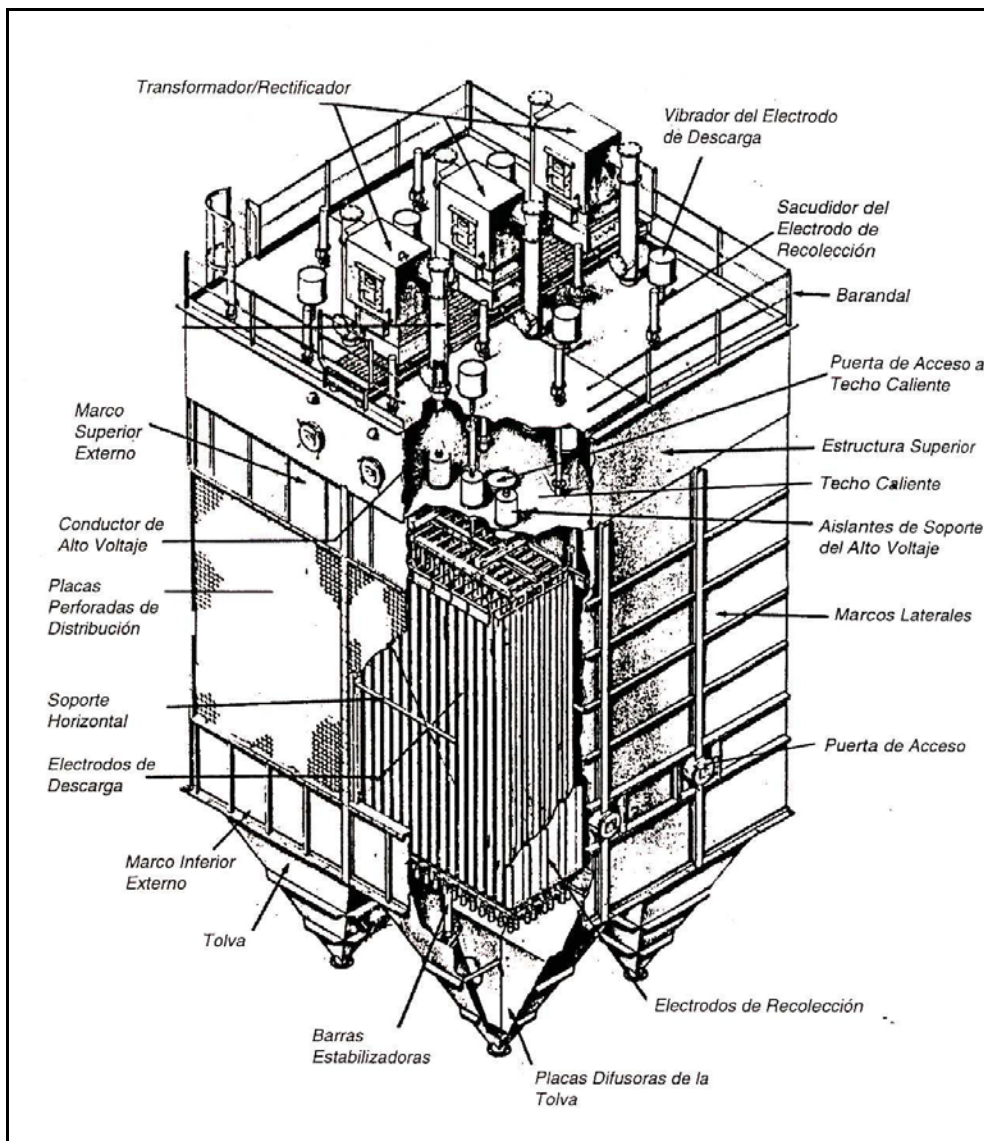


Figura 6.6. Esquema del precipitador electrostático.

- **Zona de tratamiento:** electrodos de emisión, electrodos de precipitación y los sistemas complementarios entre los que se incluyen las conducciones de entrada y salida de gas, las placas perforadas para la distribución del gas, los dispositivos de limpieza del electrodo de precipitación, la tolva de recogida de partículas, sistema de purga de aire, etc.
- **Sistema de fuente eléctrica de alto voltaje:** transformador, rectificador y dispositivos de control.

- **Estructura** (soportes, aisladores, marcos, etc.) y **elementos auxiliares** como el ventilador y los dispositivos para el vaciado de la tolva.

El sistema de electrodos de descarga consiste en cables que cuelgan verticalmente, sostenidos en la parte superior, y tensionados por un peso en la parte inferior. Los electrodos de precipitación están formados por placas de 0,12 a 0,15 cm de espesor y de 6 a 12 m de altura, espaciadas entre sí de 10 a 40 cm.

Para alcanzar eficacias elevadas (>99%), la zona de tratamiento está dividida mediante seccionalización en serie y en paralelo:

- **Seccionalización en serie:** El flujo de gas atraviesa consecutivamente secciones del equipo con distintas condiciones de voltaje. El número de secciones depende de las propiedades del gas y polvo que se recolecta. En cada sección está instalado un sistema de alto voltaje con control independiente para ajustarlo a las condiciones del gas y del polvo en su interior. La concentración de masa de partículas es generalmente alta en la sección de entrada del precipitador. En las secciones siguientes la carga de polvo en el gas es menor está formada por partículas de menor tamaño. En la Figura 6.7. se puede ver cuánto polvo recolecta el precipitador en cada sección y las condiciones de voltaje y corriente. El voltaje es responsable de “empujar” las partículas hacia las placas. La corriente es responsable de mantenerlas allí. En la sección de entrada es necesario aplicar un voltaje elevado debido a la elevada carga de partículas. En la sección de salida, debido a la menor concentración y tamaño de las partículas se precisa un menor voltaje (para evitar chispeo) y menor nivel de corriente. La seccionalización en serie permite que el polvo reintroducido en una zona sea captado en las siguientes secciones, minimizando la reintroducción neta de polvo.
- **Seccionalización en paralelo:** El precipitador se divide, asimismo, en zonas que operan en paralelo, con el fin de obtener una distribución de flujo de gas, temperatura y concentración de partículas más uniforme. En cada una de estas zonas se sitúan un sistema de distribución del gas con placas difusoras perforadas con orificios distribuidos de manera uniforme. El flujo de gas es lento. La velocidad del gas en el conducto de entrada es de 6 a 24 m/s, y ésta se reduce a través de las placas difusoras hasta valores de 0,8 a 1,8 m/s.

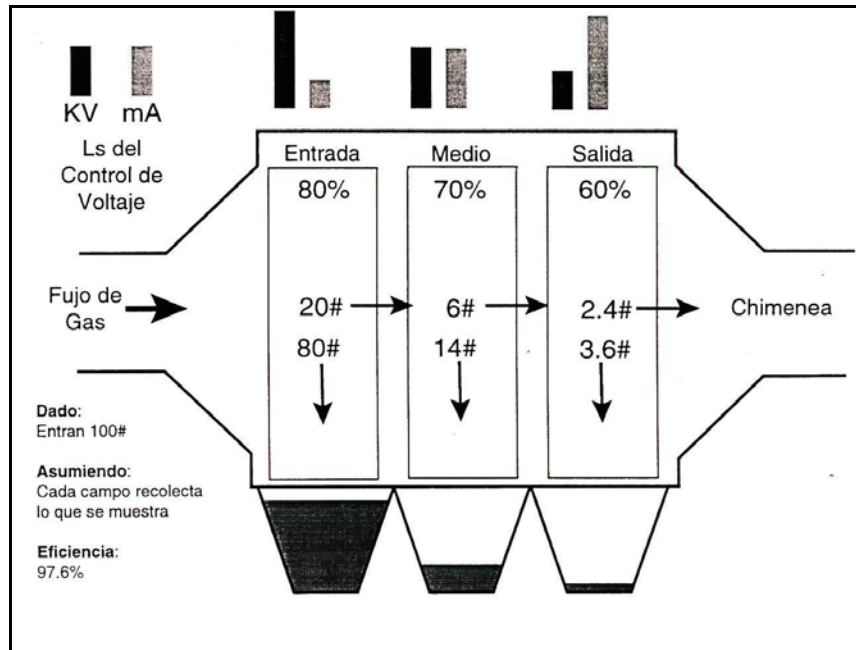


Figura 6.7. Recolección de polvo y niveles de voltaje y corriente.

6.3. RESULTADOS OBTENIDOS EN EL PRECIPITADOR ELECTROSTÁTICO

En el año 2006, fecha anterior a la entrada en vigor del PNRE – GIC, los valores medios de emisión de partículas a la atmósfera fueron los siguientes:

EMISIÓN DE PARTÍCULAS (mg/Nm ³) - Año 2006			
Enero	106,13	Julio	135,6
Febrero	160,98	Agosto	263,9
Marzo	142,81	Septiembre	198,93
Abril	93,69	Octubre	141,34
Mayo	42,23	Noviembre	68,98
Junio	83,75	Diciembre	95,16

Tabla 6.2. Valores de emisión de partículas a la atmósfera (año 2006).

Como se puede observar en la Tabla 6.2., a excepción del valor medio registrado en Mayo, 42,23 mg/Nm³, el resto de valores son muy superiores a los exigidos por el PNRE – GIC, que establece un límite de 50 mg/Nm³.

Con la instalación y puesta en marcha de la Planta de Desulfuración de gases de combustión en el año 2008, se establece como condición de garantía en un mínimo del 50% la concentración de partículas a la entrada. Por este motivo, la única mejora que se realiza en el precipitador electrostático es la del sistema de control.

Los valores medios registrados a partir del año 2008 manifiestan un descenso notable de la emisión de partículas a la atmósfera, cumpliendo además con la garantía establecida. En la siguiente tabla se muestran los valores medios de emisión en el año 2014:

EMISIÓN DE PARTÍCULAS (mg/Nm ³) - Año 2014			
Enero	31,53	Julio	17,12
Febrero	24,74	Agosto	15,85
Marzo	19,42	Septiembre	6,73
Abril	10,53	Octubre	15,87
Mayo	26,36	Noviembre	8,36
Junio	11,9	Diciembre	14,65

Tabla 6.3. Valores de emisión de partículas a la atmósfera (año 2014).

La siguiente figura recoge un gráfico en tiempo real de la concentración de partículas de emisión a la atmósfera (valores en chimenea). Se observan picos de valores que superan puntualmente la concentración establecida por la Normativa Legal Vigente (50 mg/Nm³), pero el resto de la medición se encuentra por debajo de dicho valor.

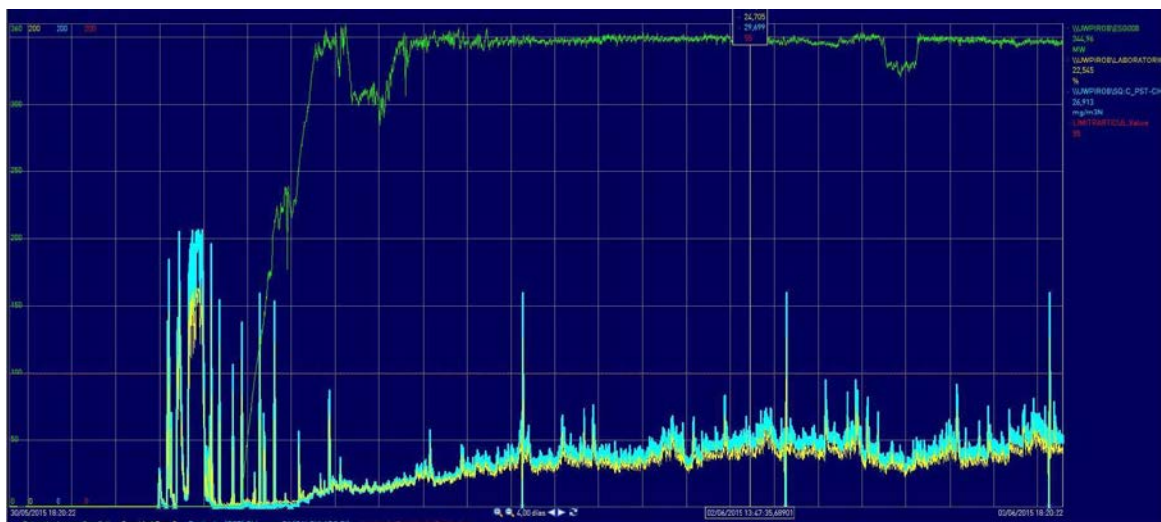


Figura 6.8. Gráfico en tiempo real de la emisión de partículas.

Por tanto, en este apartado se puede concluir que **la Central Térmica objeto de este estudio CUMPLE con los valores establecidos por la Directiva 2010/75/UE (PNRE – GIC) para la emisión de partículas a la atmósfera (50 mg/Nm³)** hasta el año 2018. A partir de dicho año, el valor límite de emisión para partículas es mucho más restrictivo: 20 mg/Nm³. Por tanto, se deberán tomar medidas técnicas al respecto para cumplir con la Normativa futura.

6.4. ESTUDIO ECONÓMICO

6.4.1. PRESUPUESTO TOTAL

El **COSTE TOTAL** del sistema de control del precipitador electrostático fue de un total de **300.000 €**.

6.4.2. ESTUDIO DE VIABILIDAD ECONÓMICA

No se considera procedente para este Trabajo realizar un estudio de viabilidad económico; se trata de una mejora medioambiental exigida de acuerdo con el PNRE – GIC y la Directiva 2001/80/CE para Grandes Instalaciones de Combustión (GIC) y posteriormente por la Directiva 2010/75/UE (Directiva de Emisiones Industriales, DEI).

La ejecución de este plan de reducción de partículas no tiene ninguna viabilidad económica, puesto que se trata de una inversión que no tiene ningún beneficio económico. Se realiza esta inversión para cumplir las exigencias dictadas por la Directiva 2010/75/UE sobre emisiones industriales.

De no cumplirse la legislación vigente, la empresa podría ser sancionada. Los Estados miembros son los que determinan el régimen de sanciones aplicables en caso de incumplimiento de las disposiciones nacionales adoptadas en virtud de dicha Directiva. Estas sanciones son efectivas, proporcionadas y disuasorias.

No obstante, la repercusión económica que supone esta mejora de rendimiento del proceso, se valora en 0,0061 €/MWh producido, valor insignificante que no tuvo apenas repercusión sobre el precio de la generación de la energía eléctrica.

7. ANÁLISIS DEL SISTEMA DE REDUCCIÓN DE NO_x

7.1. GAS CONTAMINANTE NO_x

7.1.1. CARACTERÍSTICAS DEL NO_x

Los óxidos de nitrógeno son un grupo de gases compuestos por óxido nítrico (NO) y dióxido de nitrógeno (NO₂). El término NO_x se refiere a la combinación de ambas sustancias.

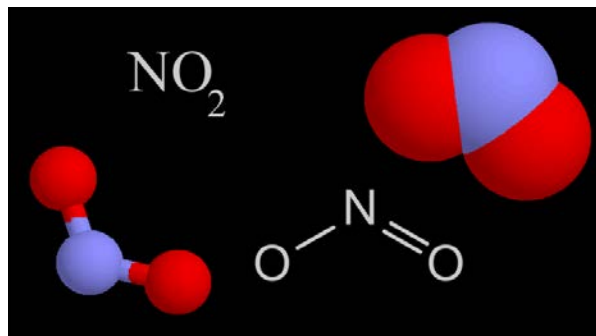
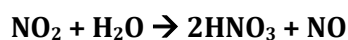


Figura 7.1. Molécula de dióxido de nitrógeno.

El contaminante principal de los NO_x es el dióxido de nitrógeno. Se forma como subproducto en todas las combustiones llevadas a cabo a altas temperaturas. Se trata de una sustancia de color amarillento que se forma en los procesos de combustión en los vehículos motorizados y las plantas de generación de energía eléctrica. Es un gas tóxico, irritante y precursor de la formación de partículas de nitrato, que conllevan la producción de ácidos y elevados niveles de PM_{2.5} en el ambiente. Presenta buena solubilidad en agua, reaccionando y formando ácido nítrico (HNO₃) según la siguiente reacción:



Esta sustancia es un oxidante fuerte y reacciona violentamente con materiales combustibles y reductores, pudiendo atacar materiales metálicos en presencia de agua.

Fuentes de emisión

Las fuentes más comunes de óxidos de nitrógeno en la naturaleza son la descomposición bacteriana de nitratos orgánicos, los incendios forestales, la quema de rastrojos y la actividad volcánica.

Las principales fuentes antropogénicas de emisión se producen en los escapes de los vehículos motorizados y en la quema de combustibles fósiles. Existen otros focos de menor relevancia como son los que se llevan a cabo en procesos biológicos de los suelos en los que se produce la emisión de nitritos (NO_2) por parte de los microorganismos.

Efectos sobre la salud humana y el medio ambiente

Es una sustancia corrosiva para la piel y el tracto respiratorio. Puede provocar enrojecimiento y quemaduras cutáneas graves.

La inhalación en elevadas concentraciones y durante un corto periodo de tiempo puede originar un edema pulmonar cuyos efectos no se observan hasta pasadas unas horas, agravándose con el esfuerzo físico. Una exposición prolongada puede afectar al sistema inmune y al pulmón, dando lugar a una menor resistencia frente a infecciones y causar cambios irreversibles en el tejido pulmonar.

Con respecto a los impactos producidos en el medio ambiente, se trata de una sustancia que tiene una gran trascendencia en la formación del smog fotoquímico, ya que al combinarse con otros contaminantes atmosféricos (por ejemplo los COVDM) influye en las reacciones de formación de ozono en la superficie de la tierra.

El NO_2 se forma a partir de la oxidación del óxido nítrico (NO), y tiene una vida corta en la atmósfera ya que se oxida rápidamente a nitratos (NO_3) o a HNO_3 (ácido nítrico). En este último caso, se produce el fenómeno de la lluvia ácida que consiste en la reacción de los nitratos (NO_3) con la humedad existente en el ambiente, dando lugar a ácido nítrico (HNO_3), que precipita causando grandes destrozos en los bosques y la acidificación de las aguas superficiales.

7.1.2. ORIGEN DEL NO_x

La mayor parte del NO_x que se forma en la caldera (aproximadamente un 80%) es de origen térmico; el resto de los óxidos nitrosos proceden del combustible.

El NO térmico se origina a altas temperaturas de combustión por oxidación directa de nitrógeno molecular, aportado principalmente por el aire de combustión. Condición previa de la formación de NO térmico es, aparte de altas temperaturas en la llama, la formación de

radicales como portadores de oxígeno. Así, la presión parcial local del oxígeno en la zona de llamas adquiere un papel importante.

El NO inmediato se forma a través de la reacción de los radicales de combustible con nitrógeno molecular. El mecanismo se observa principal y directamente en el frente de llamas bajo condiciones de reducción. En procesos técnicos de combustión de combustibles nitrosos, la formación de NO inmediata es de menor importancia

Este NO tiene su origen en la oxidación de las combinaciones de nitrógeno presentes en el combustible. Debido a las condiciones técnicas locales de reducción en las llamas, solo se oxida una parte del nitrógeno del combustible a NO, la parte casi siempre mayor se reduce a N_2 . La proporción de la conversión a NO se denomina razón de conversión. La razón de conversión depende, entre otras causas, de los contenidos de nitrógeno y de volátiles del carbón, y se podrá variar sensiblemente controlando el tipo de llama.

Los óxidos de nitrógeno (NO_x) son un componente menor de los productos de combustión de todos los procesos en que se quema combustible.

Los óxidos de nitrógeno procedentes de la combustión de carbón en la planta comprenden:

- alrededor del 5% de Dióxido de Nitrógeno (NO_2).
- alrededor del 95% de Óxido Nítrico (NO).
- <1% de Óxido Nitroso (N_2O).

Existen, además, otros óxidos de nitrógeno aunque en menor proporción.

Las emisiones de NO_x de la combustión del carbón pulverizado dependen del tipo de la caldera, de la temperatura de la misma, del carbón utilizado y del tipo de medidas de reducción de NO_x adoptadas.

Los NO_x que se forman durante la combustión son el producto de la oxidación de nitrógeno atmosférico, o bien de la oxidación del nitrógeno orgánico del combustible. En el primer caso, la producción de NO_x se favorece a medida que aumenta la temperatura.

Bajo condiciones ricas (de alta proporción de combustible respecto al aire), disminuyen los niveles de O_2 y la temperatura, por lo que la producción de NO_x también es baja. A medida que aumenta la relación aire-combustible, la temperatura aumenta y la producción de NO_x se incrementa hasta un máximo, a partir del cual tiende a reducirse la temperatura de la llama debido a la dilución con el exceso de aire y, por lo tanto, los niveles de NO_x disminuyen progresivamente.

La cantidad de NO_x que se forma puede disminuir manteniendo una temperatura baja y reduciendo al mínimo el exceso de aire.

El nivel de NO_x en la central térmica se determina, en gran medida, por la temperatura de combustión, debido a los combustibles utilizados con bajo contenido de volátiles y de la peculiar forma constructiva de la cámara de combustión.

7.1.3. EMISIÓN DE NO_x

La creación de NO_x en áreas técnicas de combustión depende en su mayor parte del contenido de nitrógeno en el combustible y del nivel de temperaturas dentro del área de combustión.

En el gráfico siguiente se muestra los niveles de emisión de NO_x para diferentes temperaturas:

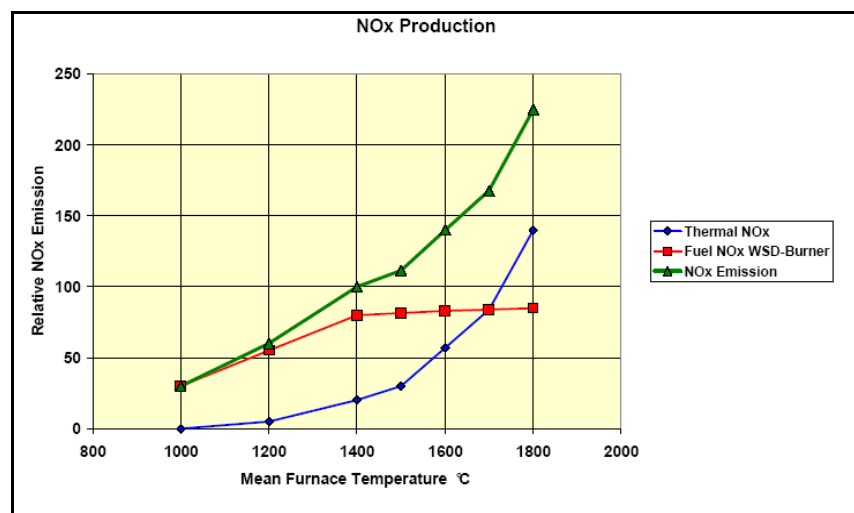


Figura 7.2. Niveles de emisión de NO_x para diferentes temperaturas.

El así llamado combustible NO_x se crea por las partes de nitrógeno y de oxígeno contenidos en el combustible y por el oxígeno del aire de combustión. Las reacciones se producen con

preferencia durante la pirolisis del combustible, o sea durante la gasificación de los componentes volátiles necesarios para la ignición. Esta parte de la creación de óxidos nitrosos se reduce sensiblemente mediante una construcción debidamente ventajosa de los quemadores. Al utilizar las mezclas de carbón adecuadas, el potencial de reducción por modificación de quemadores es del 26% - 40%, según la calidad del combustible.

El NO_x de creación térmica es consecuencia de las altas temperaturas en la cámara de combustión y resulta de las partes de oxígeno y nitrógeno presentes en el aire.

Como en todas las instalaciones de combustión, en las cuales se consumen carbones de baja volatilidad o antracitas, en la planta térmica objeto del estudio se aspira a obtener altas temperaturas en la cámara de combustión. De esta manera y por el aumento del tiempo de permanencia del combustible se crean las condiciones necesarias para una conversión. Debido a las altas temperaturas de combustión, la porción de óxidos nitrosos de creación térmica en su tendencia es muy alta. La reducción del así llamado NO_x térmico solo es posible por una subestequiometría (área reductora) muy sostenida. Por esta razón, una mayor reducción de la emisión de NO_x sólo es posible mediante la implantación de un sistema efectivo de escalonamiento del aire (OFA).

Para ciertas mezclas de carbón ensayadas se da un potencial adicional del 30% - 50% de reducción, si adicionalmente a la modificación de quemadores, se instala un sistema de aire de sobrecombustión (OFA).

Por lo general, con este modo operativo aumenta el peligro de corrosión en el área próxima a los quemadores en la cámara de combustión. Sin embargo, y como toda la cámara de combustión está revestida con material aislante refractario, la probabilidad de tal ataque de corrosión sobre el material de la tubería de evaporación es más bien baja. En el área contigua de radiación, ajena a los quemadores, también se puede considerar el peligro de corrosión como muy reducido.

Debido a las citadas modificaciones del hogar, pero sobre todo con la introducción de un sistema de aire de sobrecombustión (OFA), va a empeorar el resultado de combustión. En el caso extremo, esto podría causar un aumento del contenido de inquemados en la ceniza de filtración hasta el 4,1% comparado con el 1,2% que había antes de la reforma.

7.2. SITUACIÓN DE LA INSTALACIÓN ANTES DE LA REFORMA

Antes de realizar la reforma para la reducción de NO_x , se hizo un estudio de las condiciones de la caldera y de los combustibles utilizados en ella.

7.2.1. MODO DE OPERACIÓN Y VALORES DE LA CALDERA

Para la verificación de los valores de operación de la caldera, se programaron, durante dos días, los estados de carga de 340 MW (97,2%), 265 MW (75,7%) y mínimo técnico 226 MW (64,6%), manteniéndolos estables durante 2 horas. Al finalizar el período de prueba, se recopilaron los datos operativos esenciales en cada estado de carga de la caldera y del hogar.

Debido a un defecto, al principio de la serie de pruebas el último precalentador de alta presión tuvo que ser desconectado para su enfriamiento. Por tanto, el recalentador intermedio recibió durante las pruebas la totalidad del caudal de vapor de alta presión. Como consecuencia de esta medida, la temperatura de agua de alimentación anterior al economizador estaba unos 50 K por debajo de la operación normal.

A excepción del economizador, incrementado en un 75%, todas las superficies calefactoras no han sido modificadas.

Con la mezcla de carbones que se utiliza antes de realizar la reforma y que se detalla más adelante, el contenido de componentes inquemados en las cenizas volantes y en la tolva es inferior al 1%.

La planta se opera principalmente a carga de base. Esto es equivalente a una potencia eléctrica superior a 290 MW, lo que corresponde a un rendimiento de la caldera mayor al 83%. La operación mínima con combustión puramente de carbón en mínimo técnico es poco usual. El número de procesos de arranque de caldera es de unos 10 arranques en frío al año, principalmente causados por defectos de tubos. Por lo demás, la planta se opera de forma continuada.

Debido a la problemática que existía de temperaturas diferenciales excesivas a la salida del evaporador, se establecieron durante las pruebas los correspondientes perfiles de temperatura. Aquí eran de especial interés las pruebas que se realizaron a 220 MW (mínimo

técnico) con la desconexión del equipo de molienda, ya que por lo general las mayores temperaturas diferenciales se dan en carga parcial.

Los sopladores de hollín están permanentemente en acción. Así, las superficies calefactoras se limpian como mínimo una vez por ciclo. Al observar las superficies calefactoras en las paredes de las cámaras de combustión, desde las mirillas, los contornos superficiales son perfectamente reconocibles y libres de depósitos.

Para realizar las mediciones de O_2 , se utilizan los contenidos de oxígeno calculados en base de la medición de óxidos nitrosos en los gases de combustión secos antes de la entrada a chimenea. Estos porcentajes indicados como valores medios por hora, a plena carga son de un 6% y al mínimo técnico ascienden a un valor de 8,8%, ambos aproximados.

El caudal total de aire de la planta se determina en el caudal de gases de combustión anterior a los precalentadores de aire. El caudal de aire de gases de combustión se obtiene en cada caso, de la temperatura de los mismos, del análisis de los combustibles y del calor útil generado. El calor útil, a su vez, se calcula desde el caudal de agua de alimentación, los caudales de balance de agua de inyección y las temperaturas medidas del medio. A continuación, el caudal calculado de aire de combustión se compara con las sumas de las mediciones de caudales de cada uno de los puntos de consumo.

Para examinar la caldera y su hogar, es de gran importancia el conocimiento del caudal másico del combustible. Los conductos de polvo están equipados con sondas para la medición continua del caudal de carbón pulverizado. El sistema trabaja sobre la base de microondas. El resultado de medición se lee en una pantalla en la sala de control. La calidad de medición es muy variada. La indicación dentro de cada sistema de molienda llega desde 0,5 t/h hasta 4,8 t/h (molino 10) o 1,7 t/h hasta 7,6 t/h (molino 60). Por tanto, los resultados no son útiles ni para fines de técnica conductiva ni como información básica para el cálculo de verificación de la caldera.

Las cantidades de aire de combustión primario y secundario, así como el de las toberas de aire terciario, se miden en los conductos colectores correspondientes en ambos lados de la caldera para las paredes frontal y posterior de la caldera. Esto significa, que para las 3 corrientes distintas de aire de alimentación para los 24 quemadores, se mide un total de 4 veces. Los resultados de las mediciones de la caldera se indican en la sala de control. En las llegadas a cada quemador y en las toberas de aire terciario pertenecientes al quemador,

existen tubos Venturi para medición individual. Sin embargo, estos dispositivos no están conectados a la sala de control, de manera que los caudales individuales de aire no están disponibles.

Sobre la base de la instrumentación existente para medición, la calidad de reparto de aire sobre los diferentes quemadores y equipos de aire terciario es relativamente difícil de valorar. Esto se complica aún, ya que permanentemente está fuera de servicio como mínimo un grupo de quemadores en las cubiertas de paredes frontal o posterior, según el modo operativo de cada molino. Estos quemadores se alimentan con un caudal inferior de aire (aire de refrigeración) desde el conducto común de aire de alimentación. Esto, sin embargo, solo es aplicable para las corrientes de aire secundario y terciario. En cambio, los quemadores desconectados no se alimentan con aire primario. El caudal de aire de refrigeración está en función de la presión de aire en cada ramal de conducto y de la posición de las correspondientes trampillas.

La coordinación de los caudales individuales de aire, se dificulta, dada la instrumentación existente para medición, por la mezcla de la alimentación de aire de operación y la de aire de refrigeración, teniendo en cuenta que no siempre son perceptibles los efectos del propio proceso de refrigeración de quemadores individuales, en base de la comparación de caudales de aire medidos. El examen de la operación de quemadores, especialmente del reparto de aire por lo tanto, se orienta en las condiciones geométricas, que se consideran iguales para todos los quemadores en cada estado operativo, y por el diseño original. Por lo tanto, todos los caudales de aire, así como también los datos sobre el combustible, solo se pueden basar en valores promedio.

Comparado con el diseño original, la distribución de aire terciario se modificó, para minimizar así la tendencia a la escorificación en el área de masa refractaria en el cinturón de quemadores. Las trampillas de las primeras toberas de aire terciario están totalmente abiertas, las de las toberas secundarias están en una posición "abierta" de un 25% aproximadamente, y las trampillas de las toberas restantes de aire terciario están cerradas o bien en posición de refrigeración. La parte de aire de vahos aportados en la parte inferior del aire terciario no se mide por separado. Para la descripción del estado operativo del hogar, se obtiene el caudal correspondiente del caudal medio de aire de molino y de la fracción calculada del vapor de agua, producido en el secado de carbón, y se reparte uniformemente sobre las diferentes toberas de cada equipo de molienda.

Durante la observación óptica del estado de llamas en el hogar, en la medida que cada quemador permitía mirar en su interior, no se percibe ningún detalle destacable.

En la cubierta de la cámara de combustión, en la parte delantera inmediata de cada quemador hay una mirilla de inspección, desde la cual se puede efectuar una observación del proceso de quemado en un área de unos 600 mm a 800 mm delante de cada boca del quemador. Las propias toberas de los quemadores no se pueden ver.

En todos los quemadores observados no se aprecia una aparente ampliación de la llama. Sin embargo, y debido a las limitaciones de visión, parcialmente estrechada por adherencias de escorificación, no se puede realizar una valoración de la estabilidad del encendido o de la ampliación de la llama. Las inspecciones desde las paredes laterales muestran una atmósfera de hogar luminosa resplandeciente, sin embargo, ligeramente enturbiada. Temporalmente, de forma acústica se notaron algunas caídas de trozos de escoria a la tolva.

La verificación de datos de la caldera y el replanteo del cálculo con las mediciones obtenidas antes de la reforma, muestran una temperatura en exceso de 200°C en la cámara de combustión comparada con la del diseño. Sin embargo, las áreas de las paredes visibles desde las mirillas de la caldera, están libres de aglomeraciones, de manera que la insuficiente absorción de calor más bien se puede achacar a una conducción desfavorable de la llama o bien a un aprovechamiento desfavorable de la superficie de las paredes en la cámara de combustión. A pesar de la absorción del calor relativamente baja del evaporador, se dan diferencias apreciables de temperaturas en tubos individuales a la salida de la tubería vertical del evaporador.

Con la ejecución para la reducción de NO_x de las modificaciones arriba mencionadas en el hogar, se asume un descenso de la temperatura final en la cámara de combustión, lo que podría conducir a diferencias aún mayores de los perfiles de temperatura del evaporador. Este problema se soluciona mediante una mezcla anterior a la entrada a la tubería vertical del evaporador, como se explica más adelante.

7.2.2. CARACTERÍSTICAS DE LOS COMBUSTIBLES UTILIZADOS EN LA CALDERA

La caldera se opera con una mezcla de combustible de 4 componentes: antracita local, carbón en depósito "Carbonia", coque de petróleo, y carbón de importación de procedencia rusa, suministrada en composiciones variadas a través de las diferentes instalaciones de molienda.

El porcentaje de la mezcla de carbones que se introduce en la caldera es el siguiente:

TIPO DE CARBÓN	PORCENTAJE
Carbón nacional	60%
Carbón de importación	24%
Carbón depósito	8%
Coque de petróleo	8%

Figura 7.2. Niveles de emisión de NO_x para diferentes temperaturas.

En el examen de la planta en su conjunto no se pormenorizó sobre las diferentes composiciones de mezcla de cada instalación de molienda. En su lugar, se contempló el combustible como mezcla homogénea, alimentada uniformemente a través de los quemadores en operación.

La mezcla de los diferentes componentes se produce en la cámara de combustión, o sea que los molinos se operan con calidades de carbón variables. No se realiza una mezcla previa de los combustibles. Al contemplar los equipos de combustión, se concluye que este tipo de mezcla de carbón no significa un perjuicio para el proceso de combustión ni para toda la planta.

Para la combustión de carbones de importación se parte de la base de que dos molinos serían operados con carbones nacionales y tres molinos con carbón de importación.

Para el examen del NO_x se parte de las siguientes mezclas de combustible:

- Carbón de actualidad, mezcla 1: como descrito anteriormente.
- Mezcla 2: 50% Carbón Nacional, 42% de carbón ruso, 8% coque de petróleo.

- Mezcla 3: 50% Carbón Nacional, 42% carbón chino, 8% coque de petróleo.
- Mezcla 4: 50% Carbón Nacional, 42% carbón sudafricano, 8% coque de petróleo.

Se realizan varios análisis de carbón nacional y de importación; con ellos, se concluye que estas mezclas de carbón, en sus composiciones, son muy parecidas, el valor calorífico, cenizas y contenido de agua se diferencian poco entre ellas. El contenido de oxígeno nitrogenado de la mezcla 4 (carbón sudafricano) está algo elevado en comparación con otras mezclas de combustible. Se observa que añadiendo coque de petróleo, se aumenta sensiblemente el contenido de azufre en la mezcla.

La plena carga de la caldera se obtiene en condiciones normales, con cinco molinos en operación, de manera que siempre se disponga de un equipo de molienda operativo como equipo de reserva "stand-by". Los quemadores fuera de servicio se alimentan con aire de refrigeración, como se sigue haciendo después de la reforma.

Con los quemadores WSD y las condiciones de la caldera anteriormente explicadas, la **emisión de NO_x** como se verá más adelante es de una media de aproximadamente **1750 mg/Nm³**.

7.2.3. MEDIDAS A ADOPTAR

Para lograr los objetivos descritos anteriormente, las actuaciones que según el PNRE – GIC se debían realizar en la planta son principalmente modificaciones en la combustión, consiguiendo mediante ellas una reducción de NO_x del 40%.

Según el Plan Nacional de Reducción de Emisiones para Grandes Instalaciones de combustión la reducción de emisiones de NO_x a alcanzar con las medidas de reducción comparadas con 2001 (tpa) para el periodo comprendido entre 2008 y 2015 es la siguiente es de 6252 tpa.

7.3. TECNOLOGÍA PARA LA REDUCCIÓN DE NO_x

Se puede reducir la emisión de óxidos nitrosos en las llamas de carbón pulverizado por una serie de medidas. El objetivo de estas medidas es, empeorar las condiciones para la formación de NO térmico o del combustible o favorecer la desintegración de NO durante el proceso de

combustión, sin que por esta causa se empeoren indebidamente las propiedades de desintegración deseadas en la combustión.

Son medidas correspondientes a este objetivo:

1. Reducción de la presencia de oxígeno
2. Descenso de la temperatura media en el hogar
3. Creación de zonas de reducción por medio de:
 - Mezcla retardada de combustible y aire
 - Influir en las condiciones de desgasificación.

7.3.1. REDUCCIÓN DE LA PRESENCIA DE OXÍGENO

La presión parcial de oxígeno en la combustión se puede reducir, entre otras, por medio de la reducción del índice total de aire.

Sin embargo, con esta medida en solitario, la combustión total se habría afectado negativamente. Por esto resultó necesario reducir la presencia de oxígeno tan solo localmente y añadir el aire de combustión necesario para la combustión total de forma retardada en el quemador y en el hogar.

7.3.2. DESCENSO DE LA TEMPERATURA MEDIA EN EL HOGAR

Un descenso de la temperatura de combustión habría reducido la formación de óxidos nitrosos de origen térmico y habría favorecido la reducción de NO desde nitrógeno de combustión.

Mediante la reducción del oxígeno disponible en el hogar y mediante un aprovechamiento mayor (llenado) de la cámara de combustión, se reduce la temperatura de combustión.

7.3.3. DESCENSO DE LA TEMPERATURA MEDIA EN EL HOGAR

Un papel importante en la desintegración de óxidos nitrosos en llamas de carbón pulverizado lo juegan las zonas de reducción, en las cuales el NO ya originado se reduce en radicales. Los radicales necesarios (principalmente aminas, cianógenos e hidrocarburos) se originan en la pirólisis de carbón en el área anaerobia de la zona de ignición. Un efecto optimizado de reducción se consigue, por lo tanto, cuando:

- a) La pirólisis del carbón se efectúa de forma lo más rápido posible.
- b) En la zona de pirólisis predomina una falta de aire suficiente.
- c) Se han dimensionado los tiempos de permanencia de los gases de llama suficientes, para garantizar la formación de radicales de reducción y la reducción de nitrógeno.

En el caso en el que la reducción se consigue cuando la pirólisis del carbón se efectúa lo más rápido posible, esto se puede alcanzar sobre todo mediante una molienda fina del carbón y por temperaturas altas en la zona de ignición de los quemadores. Mediante una ignición temprana de los volátiles en el combustible con bajos valores de estequiometría se garantiza una pirólisis rápida y una rápida formación de radicales.

La adición escalonada de aire de combustión como aire secundario/terciario y de sobrecombustión tiene como efecto, que en la zona de reducción predomine una situación anaerobia con tiempos suficientes de reducción, sin que peligren las áreas de pared del hogar por una atmósfera reductora.

7.4. ADAPTACIONES

7.4.1. REFORMA DE QUEMADORES

7.4.1.1. Quemadores WSD

Este quemador consta de un tubo de aire central que termina en un difusor únicamente para el aire central. El mechero es para el aire central. El aire con torsión entra recto por la corona circular y se encuentra con las paletas de torsión. El aire sale en forma de torbellino y avanza

y gira muy deprisa. El giro provoca una depresión con respecto a la atmósfera que está fuera de él.



Figura 7.3. Quemador WSD.

La estructura de los quemadores WSD y sus datos operativos en los diferentes puntos señalados se muestran en el Plano 2. Los diferentes puntos marcados muestran:

1. Entrada de aire primario y carbón pulverizado.
2. Entrada de aire central (aire secundario).
3. Entrada de aire secundario con torsión.
4. Entrada de aire secundario sin torsión.

La integración de los quemadores WSD en la caldera se muestra en el Plano 3. Desde los molinos, se alimenta a cada quemador con carbón en suspensión a través de una corriente de aire. En cada conducto de transporte de polvo de carbón se encuentra un hicrociclón. Para optimizar la combustión se introduce aire primario y secundario de forma concéntrica a través de la estructura del quemador.

A través de programas de cálculo de fluidos de dinámica computacional se hacen una serie de estudios en cuanto al comportamiento de la llama, temperatura de combustión, concentración de partículas y concentración de los óxidos nitrosos en el área de combustión, tal y como se muestra a continuación.

Las velocidades de la llama (en metros por segundo) que se alcanzan con el quemador en los diferentes puntos del mismo se refleja en el siguiente esquema:

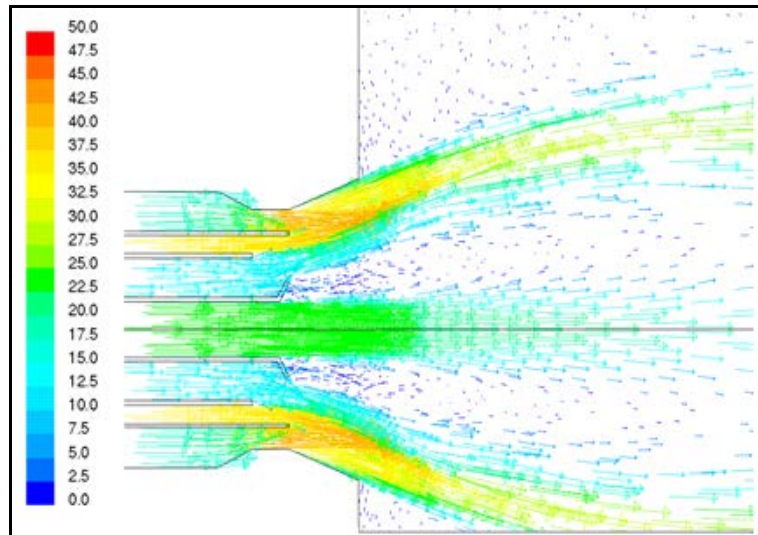


Figura 7.4. Velocidad de la llama (m/s) en diferentes puntos.

Por otro lado, la temperatura de combustión (en °C) en el área del quemador con los quemadores WSD se representa a continuación:

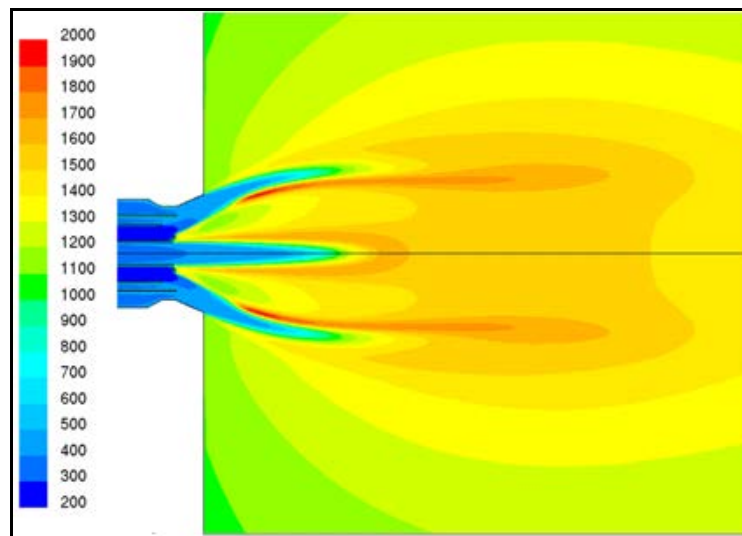


Figura 7.5. Temperatura de combustión (°C) en el área del quemador.

La temperatura de la llama va disminuyendo a medida que se aleja del centro; aún así es elevada en todo el entorno a la salida del quemador; por esta razón la generación de NO_x es bastante elevada.

En el siguiente gráfico se muestra la concentración de partículas (en Kg/m³) a la salida del quemador:

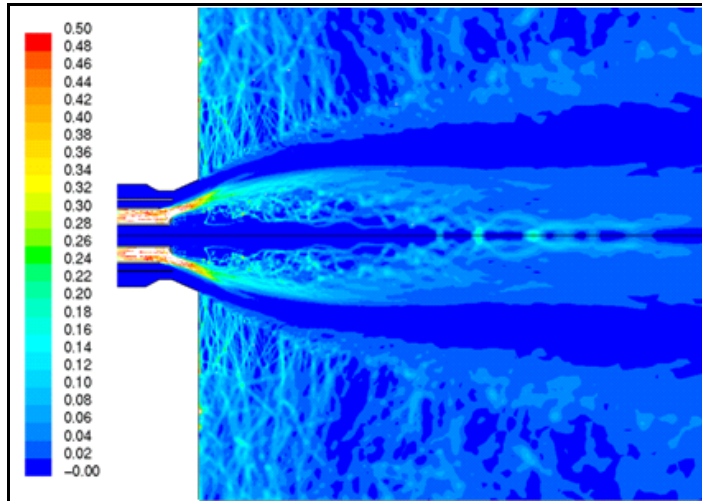


Figura 7.6. Concentración de partículas (Kg/m³) a la salida del quemador.

Como se puede observar, las partículas se concentran a ambos lados de la salida del aire secundario sin torsión y en el centro de la salida de la boca del quemador, a medida que va desapareciendo la llama. La concentración de partículas es mayor en la boca del quemador, ya que alcanza 0,50 Kg/m³, puesto que el área es reducida. Por ello, la concentración disminuye a medida que la materia va saliendo del mismo hacia la caldera.

A continuación se muestra la concentración de NO₂ en las diferentes áreas de combustión que se alcanzan con el quemador WSD:

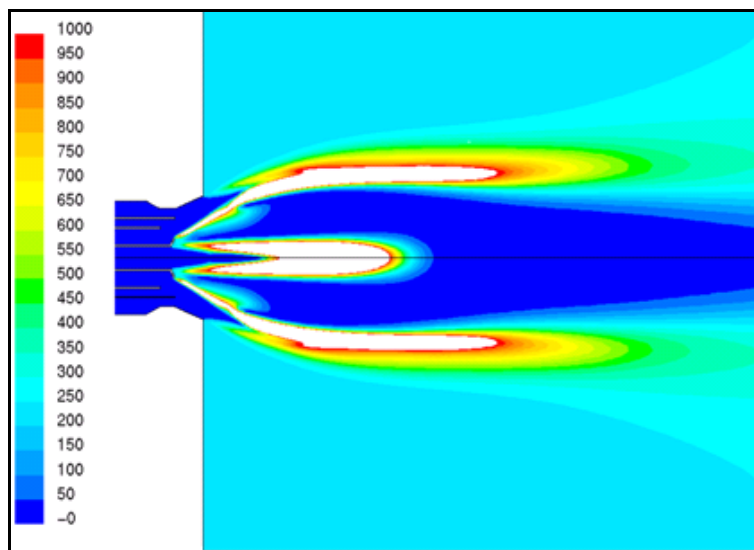


Figura 7.7. Concentración de NO₂ en las áreas de combustión.

Con estos quemadores las emisiones **de óxidos de nitrógeno** a la atmósfera son de una media de **1750 mg/m³N**.

Puesto que según exige el Plan Nacional de Reducción de Emisiones de las Grandes Instalaciones de Combustión, los niveles de emisión del NO_x a la atmósfera tienen que estar por debajo de 1200 mg/m³N, se hacen una serie de modificaciones en cuanto se refiere a la estructura de los quemadores.

7.4.1.2. Reforma de quemadores

A) PIEZAS PARA LA REFORMA

Las piezas que se utilizaron para reformar los quemadores son las siguientes:

- 24 cuerpos de torsión primaria para su soldadura sobre los tubos de aire central, cada uno compuesto por dos tubos de media circunferencia, cada uno con sus 5 paletas de torsión soldadas. La parte imputada de las paletas viene protegida contra la erosión por un material compuesto de alta resistencia a la abrasión.
- 24 tubos de carbón pulverizado con toberas soldadas de carbón pulverizado. En el área de las paletas de torsión primaria, sobre una distancia de unos 470 mm, los tubos van protegidos contra la abrasión por aplicación de un material compuesto de alta resistencia. Las toberas en el área delantera, con sus deflectores integrados de aire y el anillo estabilizador, tienen una longitud de unos 310 mm, y se están fabricados como elementos compactos de acero resistente a altas temperaturas.
- 24 prolongaciones de tubo de aire central, de longitud de unos 250 mm, fabricadas en acero resistente a las altas temperaturas.
- 24 tubos de tobera para aire secundario con garganta reflectora de aire añadida, fabricados en acero resistente a las altas temperaturas.
- 24 x 12 paletas de torsión para aire secundario, que se sueldan una por una y con la ayuda de plantillas en los tubos del aire secundario 2.
- 96 elementos termoelectrónicos Ni Cr Ni (longitud unos 6 m) incluido el conducto de compensación para la supervisión de las temperaturas de los materiales de los quemadores durante la puesta en marcha.

B) ADAPTACIÓN DE LOS QUEMADORES

Para adaptar los nuevos quemadores DS (de bajo contenido en NO_x) se ejecutaron los siguientes trabajos:

- En el tubo de aire central, en el cual están ubicados la lanza del quemador de aceite y el encendedor, se monta, a cierta distancia de la boca del quemador, un cuerpo generador de torsión del aire primario con ajuste fijo de las paletas de torsión. Mediante dichas paletas de torsión, la mezcla de polvo de carbón con aire primario, adquiere un flujo rotativo, con lo cual las partículas de polvo se concentran en la pared del tubo de polvo de carbón.
- El tubo existente de polvo de carbón se corta unos ochocientos milímetros y se sustituye por uno nuevo de tobera de unos setecientos setenta milímetros. Para protección contra la erosión, el tubo nuevo se reviste en la zona de las paletas de torsión primaria con un material aleado con una longitud de unos cuatrocientos setenta milímetros. Este material está fabricado de una aleación de hierro con alto contenido de carburos primarios de cromo y tiene una resistencia a la abrasión de cuatro o cinco veces mayor que los aceros anti-abrasivos habituales. Con el mismo material también se protegen de la abrasión los flancos impactados de las paletas de torsión primaria.
- La tobera de aire primario con su anillo estabilizador y el deflector de aire en el perímetro exterior, están fabricados como un elemento compacto y se suelda durante el montaje de quemadores en el tubo nuevo de carbón pulverizado.
- Los inyectores de los quemadores están fabricados en material resistente a las altas temperaturas y, en esta ejecución, están a la altura de la última y más probada tecnología.
- La zona delantera del tubo de aire central se sustituye por un tramo nuevo de tubo de unos doscientos cincuenta milímetros de longitud, fabricado también en material resistente a altas temperaturas como la tobera nueva de aire secundario. La tobera nueva de aire secundario tiene unos trescientos sesenta milímetros de longitud y está soldada al tubo existente de aire secundario. En la zona delantera ésta se ejecuta como garganta reflectora de aire, con lo cual se previene una mezcla prematura de combustible con oxígeno durante la pirólisis. Inmediatamente anterior a la ejecución de tobera de aire secundario, se sueldan dentro del tubo existente cuerpos de torsión

con paletas en ángulo fijo. Debido a la ejecución específica de tobera y al torsionamiento de aire secundario, la llama primaria se envuelve en un flujo periférico estable, rico en oxígeno, desde el cual se produce una alimentación retardada de oxígeno para el sostenimiento ulterior del proceso de combustión.

- Debido a que las toberas se introducen en mayor grado en las gargantas de los quemadores, comparado con la anterior ejecución de éstos, se adapta la posición de las lanzas de quemador de fueloil y del ignitor al nuevo diseño del quemador.

C) **REFORMA DETALLADA DE LOS QUEMADORES**

1. Se desmonta el quemador de ignición y el tubo de aire central.
2. Se corta el tubo de polvo de carbón aproximadamente unos 400 mm.
3. Se corta el tubo de aire central aproximadamente 390 mm.

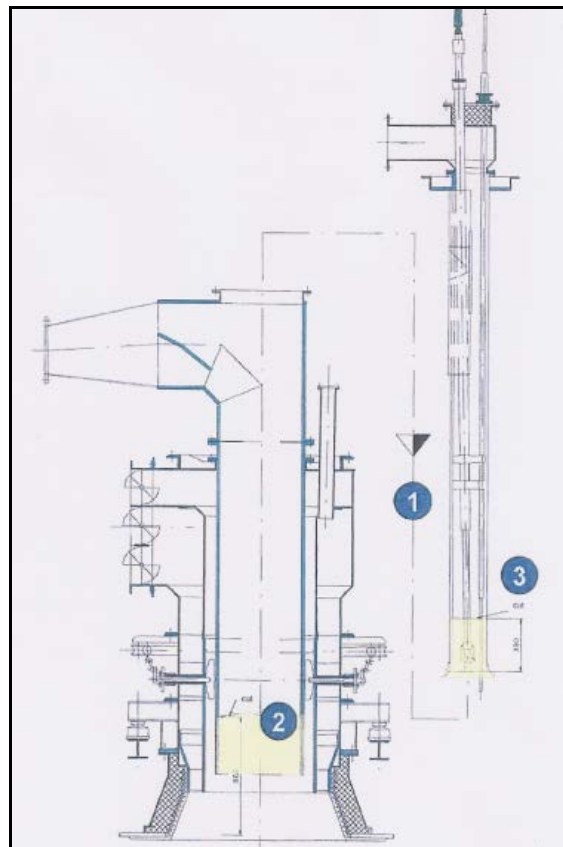


Figura 7.8. Reforma de quemadores (I).

4. Se corta el tubo de aire secundario aproximadamente 460 mm.
5. Se instala una nueva tobera de aire centralizado.
6. Instalación de un nuevo swirller de aire primario.

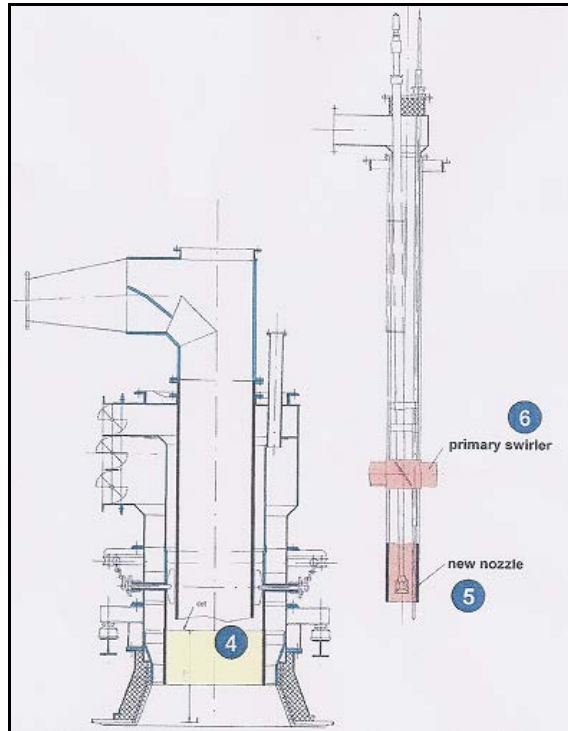


Figura 7.9. Reforma de quemadores (II).

7. Instalación de un nuevo swirler de aire secundario.

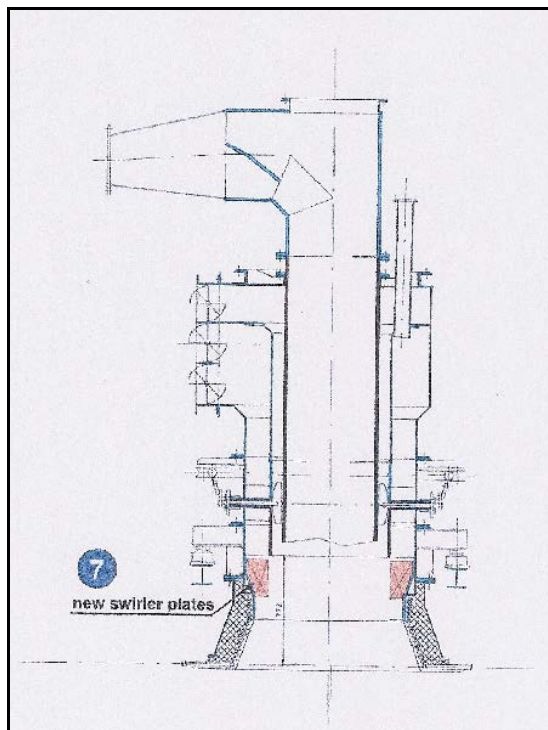


Figura 7.10. Reforma de quemadores (III).

8. Instalación de la nueva tobera de aire secundario.
9. Instalación de apoyos de sujeción temporales.

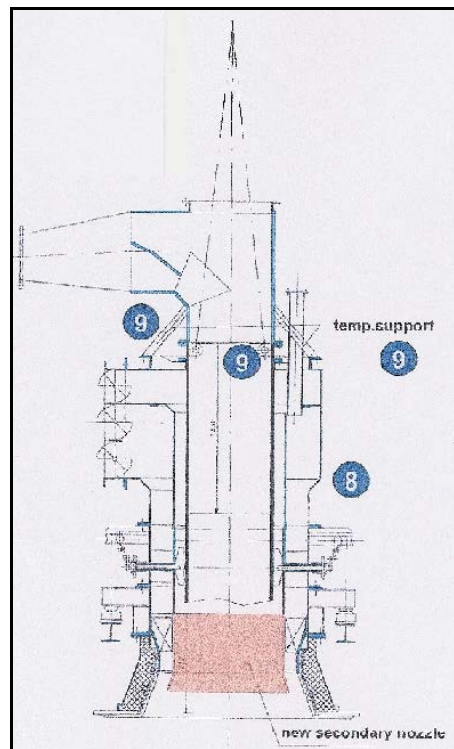


Figura 7.11. Reforma de quemadores (IV).

10. Se corta el plano o la placa del movimiento de polvo en la dirección de la cámara de combustión aproximadamente 1450 mm.
11. Se corta el tubo de polvo y se instala un tubo nuevo y el inyector.

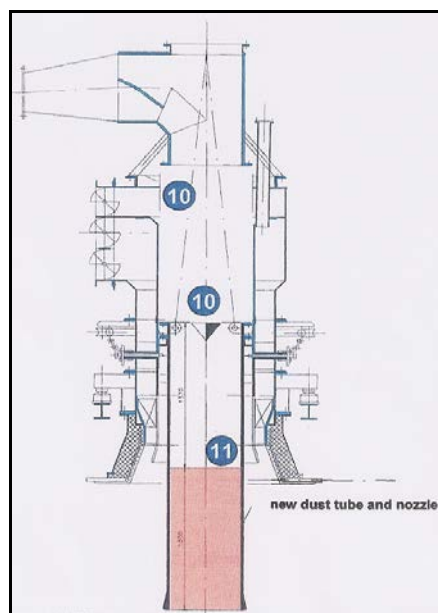


Figura 7.12. Reforma de quemadores (V).

12. Se elimina el polvo del tubo y se suelda la caja de aire.

13. Se instala el nuevo tubo de aire central.

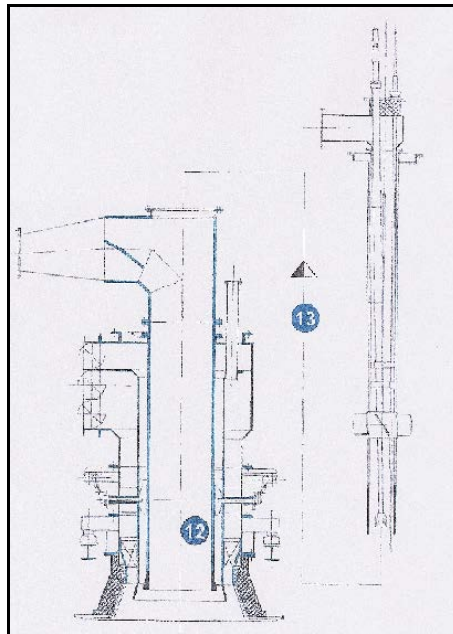


Figura 7.13. Reforma de quemadores (VI).

14. Tras la reforma, la estructura del nuevo quemador se refleja a continuación:

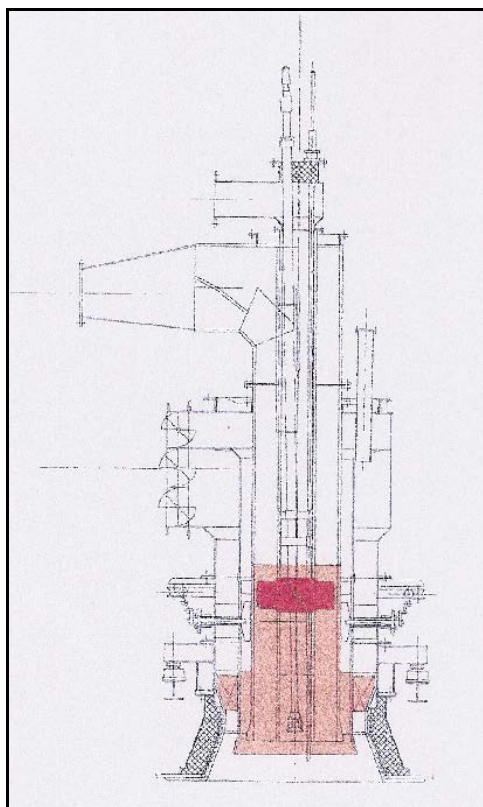


Figura 7.14. Estructura del nuevo quemador.

7.4.1.3. Quemadores DS

Los quemadores DS (quemadores de rayado escalonado) se desarrollaron a principios de los años 90 (1990 - 1991). Este tipo de quemador, al principio solo se utilizó para la reducción de NO_x para equipos de combustión con componentes volátiles en el combustible superiores al 20 %. Desde su inicio, estos quemadores se distinguieron por un buen comportamiento de encendido, alta estabilidad de llama, incluso a cargas parciales extremas, y por valores bajos de emisiones NO_x . Según el tipo de caldera, la calidad de combustible y las condiciones geométricas, el potencial de reducción está entre el 30 % y el 50 %. Más tarde, a partir de mediados de los años 90, estos quemadores se mejoraron para su uso en un espectro ampliado de combustibles, desde la antracita hasta el lignito.

Hoy en día, los quemadores DS se usan tanto en calderas de cámara con extracción de escoria líquida como en plantas con extracción de cenizas en seco, para antracita y carbones de baja volatilidad hasta llegar a carbones sub-bituminosos de alto contenido de volátiles.

Para instalar estos nuevos quemadores, se mantienen los veinticuatro existentes de turbulencia escalonada y, mediante la instalación de elementos correspondientes, se convierten en quemadores DS Low- NO_x (Quemadores de bajo contenido de NO_x).

El principio de la tecnología de quemadores DS es la definición del comienzo y del proceso de la pirólisis del combustible de manera tal, que se inicie un encendido de los volátiles con bajo contenido en oxígeno y se mantenga la combustión del polvo de carbón en una llama primaria controlada.



Figura 7.15. Quemador DS.

La estructura de los quemadores DS y sus datos operativos en los diferentes puntos señalados se muestran en el Plano 4.

Los quemadores DS no tienen difusor de aire central, y el tubo que separa aires secundarios tiene difusor. Las compuertas o paletas de torsión se encuentran a la entrada de aire. Una particularidad es que el difusor para el aire secundario con torsión tiene anillo estabilizador de la llama.

El carbón entra al mechero por la corona circular, llega a la paleta de torsión y le impone un movimiento de giro. Al girar, el carbón va a intentar adherirse a las paredes interiores del tubo por la acción de la fuerza centrífuga.

Cuando el carbón llega a la boca del difusor no se expansiona, ya que no existe tubo difusor, sino que se encuentra con la corona dentada que hace que la velocidad de salida del carbón sea menor que con los otros quemadores. El objetivo de frenar la velocidad es reducir la velocidad de avance del carbón. La velocidad de salida es más lenta que la velocidad de la llama.

Todos los aires con torsión salen girando y encuentran el difusor que les obliga a separarse del carbón. El torbellino que se forma, concentra la llama con el objeto de que haya mucha temperatura y poco aire.

Partiendo de la base de la simulación CFD de los quemadores existentes, se realizan los mismos cálculos con el quemador DS.

En este tipo de quemadores, el flujo del combustible se concentra en el núcleo de la llama. Alrededor de este flujo se ubica el área de circulación de los gases de combustión, que garantiza una transmisión intensa del calor hacia el combustible como se muestra a continuación:

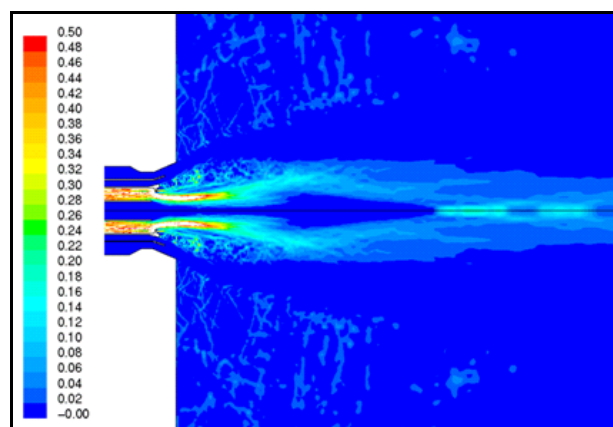


Figura 7.16. Detalle de combustión en un Quemador DS.

Además, así se protege el área de pirólisis ante contenidos excesivos de aire en el aire secundario. La pirólisis y el encendido de los volátiles ocurren en un área cuyas condiciones estequiométricas se determinan principalmente por el contenido de oxígeno en el aire primario. Para el encendido de los volátiles se dispone de un contenido de oxígeno suficientemente elevado en el núcleo. El oxígeno en el núcleo se consume rápidamente, de manera que se crea un área de reducción, que se utiliza para la reducción de NO_x . Para sostener la combustión en dirección del flujo del quemador, se realiza la alimentación subsiguiente con oxígeno por la mezcla retardada del aire secundario escalonado.

La representación gráfica de las concentraciones de polvo permite observar, que las partículas fluyen primero muy concentradas en el núcleo, y que también en la continuación del flujo se separan menos de la trayectoria, entrando en contacto con las paredes de la cámara de combustión. Además, el flujo muy concentrado de aire secundario crea una capa protectora alrededor de la ampliación de la llama, lo que puede tener un buen efecto sobre la escorificación.

Las velocidades en metros por segundo que alcanza el carbón a la salida del quemador se muestra en la siguiente figura:

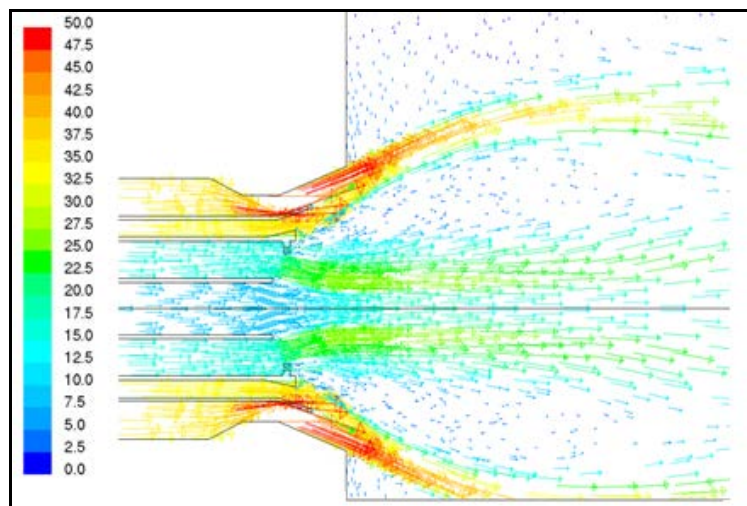


Figura 7.17. Velocidad del carbón (m/s) a la salida del quemador.

La velocidad de la llama es máxima en la boca del quemador y disminuye a medida que la mezcla avanza hacia el hogar.

A continuación se muestran gráficamente las temperaturas de combustión (en $^{\circ}\text{C}$) que se alcanzan con este nuevo tipo de quemadores:

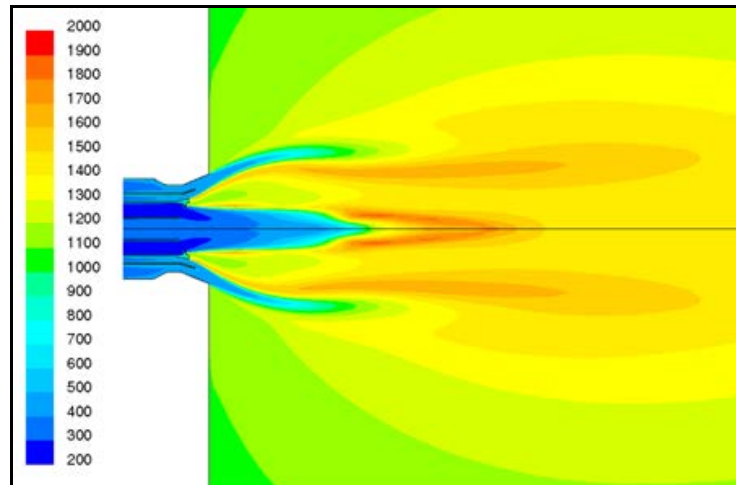


Figura 7.18. Temperatura de combustión (°C) con el Quemador DS.

Puesto que el objeto de este estudio es el NO_x , a continuación se muestra la concentración de NO_2 en las diferentes áreas de combustión que se alcanzan con el quemador DS:

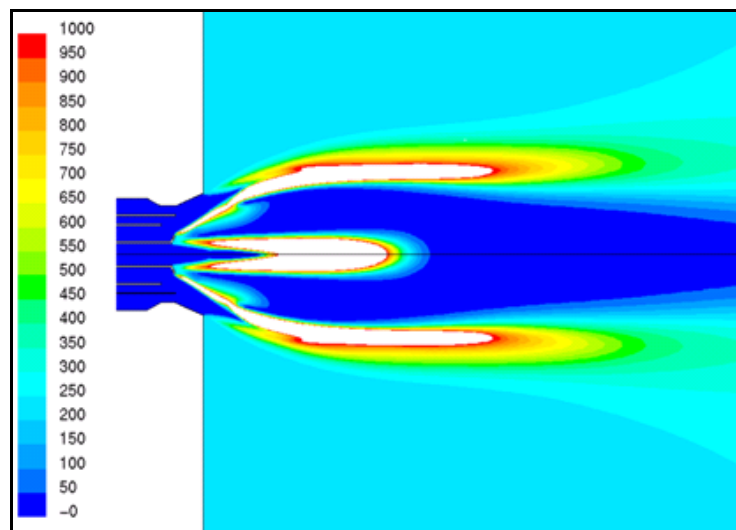


Figura 7.19. Concentración de NO_2 en las áreas de combustión en el Quemador DS.

7.4.1.4. Comparativa entre quemadores

El gráfico comparativo entre los dos tipos de quemadores que se muestra a continuación permite observar, que, mediante una modificación de quemadores, los nuevos quemadores DS definen con más claridad las diferentes fases de flujo en el área próximo al quemador. El flujo de polvo de carbón se mantiene concentrado en el núcleo de la llama, con lo cual se mejoran el impulso y la profundidad de penetración en la cámara de combustión. En las zonas limítrofes de las llamas se concentra el flujo de aire en mayor grado, con lo cual se consigue una mezcla retardada y continuada del oxígeno en el transcurso de la expansión de la llama.

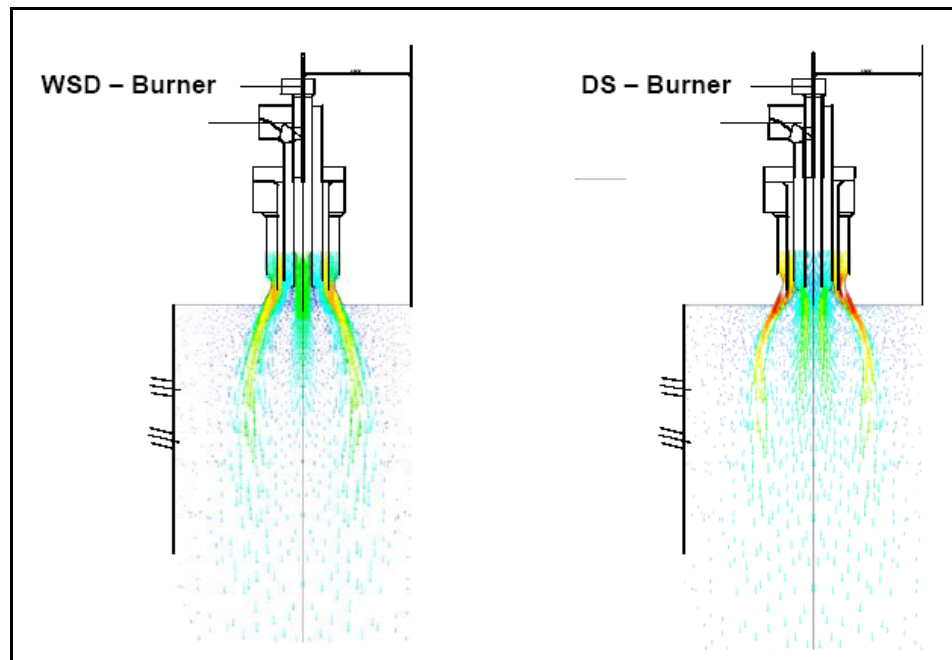


Figura 7.20. Gráfico comparativo de quemadores.

7.4.2. SISTEMA DE AIRE DE SOBRECMBUSTIÓN (OFA)

Los sistemas de aire de sobrecombustión, hoy en día se prevén en prácticamente todas las instalaciones de caldera como medida importante para la reducción de NO_x . Siguiendo el principio de reducción, la cámara de combustión se opera de forma subestequiométrica, consumiéndose de esta forma los óxidos nitrosos que ya se han producido.

Por ello, el área de combustión se opera en forma reductora. Para tal fin es necesario cortar la alimentación excesiva de aire en esta área y reubicarla en el área subsiguiente de inyección por encima de los quemadores. Como los quemadores ya se vienen operando con un índice estequiométrico de 0,7 - 0,75 aproximadamente, y así no permiten una mayor reducción, este aire se extraer del aire terciario, ya que el aire de vahos tampoco entra en consideración para una reubicación.

El aire de OFA solo se introduce por la pared posterior por consideraciones de espacio, lo que obliga a utilizar una disposición de las toberas de inyección de aire con dos tubos concéntricos: el exterior para alimentar a la pared posterior donde están situadas las toberas y el interior que hace llegar el aire a la pared opuesta, la trasera. (Ver Plano 4).

Debido a la instalación del aire OFA se han realizado importantes modificaciones de la caldera (Ver Plano 6).

El flujo de aire necesario se extrae del sistema de aire terciario y se conduce, para cada costado de la caldera, a su sistema OFA, compuesto por un conducto colector y doce toberas variables (Ver Plano 7).

En los cuatro colectores existentes de aire terciario, inmediatamente después de los caudalímetros se conectan sendos conductos de aire, los dos de un mismo lateral que alimentan a la pared frontal y a la pared posterior; finalmente se unen en un solo conducto que alimenta al nuevo colector de aire OFA por ese lateral y lo mismo por el otro lado de la caldera. Desde el colector de aire OFA se alimenta a las doce toberas de sobrecombustión. Cada una de las alimentaciones laterales al colector de aire OFA está provista de un circuito regulador de caudal compuesto por un dispositivo de medición y una compuerta de regulación.

Las toberas de aire de sobrecombustión se ejecutan como así llamadas toberas dobles (Ver Plano 5). En el interior de cada tobera principal se encuentra una tobera suplementaria de diámetro inferior, provista de una ampliación cónica en la zona de entrada. De esta manera, el aire total se reparte en un flujo interior y uno exterior.

Desde su ubicación básica, la tobera interior podrá moverse en ± 200 mm. Debido a la ejecución ampliada de los tramos de entrada de ambas toberas, el flujo exterior se puede estrangular en menor o mayor grado y reubicarse en la zona interior de la tobera. Así, se puede variar, en un amplio margen, la velocidad de salida de la tobera, y así la penetración del aire dentro del flujo de gases de combustión, así como el caudal de aire de toberas determinadas.

En la siguiente fotografía se muestra la reforma realizada en los tubos de la caldera para introducir los conductos del aire de sobrecombustión:



Figura 7.21. Reforma en los tubos de la caldera.

Con el objetivo de comprobar la profundidad de penetración y el comportamiento de mezcla del aire en el flujo de gases de combustión se realiza una simulación CFD de la inyección de aire OFA. Esta simulación se explica en el apartado 7.4.2.1.

Mediante ajustes variables de las toberas, se pueden subsanar eventuales desequilibrios de oxígeno en los gases de combustión. En la parte frontal la tobera suplementaria tiene una inclinación de aproximadamente 15° hacia abajo. De esta forma el aire de sobrecombustión se puede mezclar mejor con los gases de combustión.

El caudal OFA se regula en función de la carga teniendo en cuenta las diferentes combinaciones de molinos. De esta manera, y a plena carga de la caldera en operación sin cambios de los quemadores, se puede extraer un 20 % del aire de combustión desde la cámara de combustión, de manera que prevalezcan condiciones estequiométricas hasta ligeramente exceso, o sea índices de aire en cámara de combustión de 1,0 hasta 1,03. Un mayor descenso de la estequiometría de cámara de combustión inferior al valor 1,0 solamente será posible por una reducción suplementaria del caudal de aire de quemadores.

Los conductos de aire OFA son como los que se muestran en la siguiente fotografía:



Figura 7.22. Conductos de aire OFA.

7.4.2.1. Cálculo CDF de las Toberas OFA

En el ámbito de la reforma programada de la instalación de quemadores se realiza una simulación CFD de la inyección de aire OFA (sobrecombustión) con el objetivo de comprobar la profundidad de penetración y el comportamiento de mezcla del aire en el flujo de gases de combustión.

El área de simulación comienza a la entrada en el área de flujo superior al techo de quemadores (+20m) y finaliza al final de la cámara de combustión inmediatamente anterior a las superficies calentadoras de convección (+49 m aproximadamente), viéndose ilustrada la cámara de combustión en profundidad completa con paredes frontal y posterior, y en su ancho con condiciones periódicas de entorno. Las toberas dobles OFA se contemplarán en disposiciones de frente y de tipo “boxer”, y las toberas internas se examinarán en disposiciones de frente y de tipo “boxer”, y las toberas internas se examinarán, en cada caso, en 2 posiciones (posiciones mínima y máxima).

Como condiciones de partida para los cálculos OFA se ponen los resultados de cálculo de la simulación de la cámara de combustión.

1. Toberas OFA:

Las toberas OFA se ejecutan como toberas dobles (Ver Plano 5). La tobera externa tiene una luz libre de 510 mm y la interna una luz libre de 285 mm. La tobera interna se puede deslizar en dirección axial en unos 100 mm. Debido a los cambios consecuentes en las condiciones de diámetro en el cono de entrada de la tobera de OFA se pueden variar la velocidad de salida y la profundidad de penetración y así adaptarlas a cada situación operativa diferente.

En la disposición unilateral de 12 toberas en la pared posterior, cada tobera se alimenta con 4,93 kg/s de aire en operación con carbón nacional a plena carga. Al encontrarse la tobera interna retirada (posición mínima) se alcanza una velocidad media de salida de 55 m/s. Al encontrarse la tobera interna muy avanzada (posición máxima), se obtura una parte del diámetro de entrada de la tobera, por lo cual se atraviesa la tobera interna con una mayor porción de aire, lo que a su vez resulta en un incremento de la velocidad de flujo.

En el Plano 5 se marca la posición máxima de la tobera interna.

2. Perfiles de flujo de los gases de combustión desde la combustión de inversión

Los perfiles de flujo de la simulación de la cámara de combustión sirven como valores de partida para el flujo de gases de combustión en el tiro radiante. En la siguiente figura se representa la distribución de velocidad de los gases en la sección transversal de la cámara de combustión, por encima de los techos de quemadores:

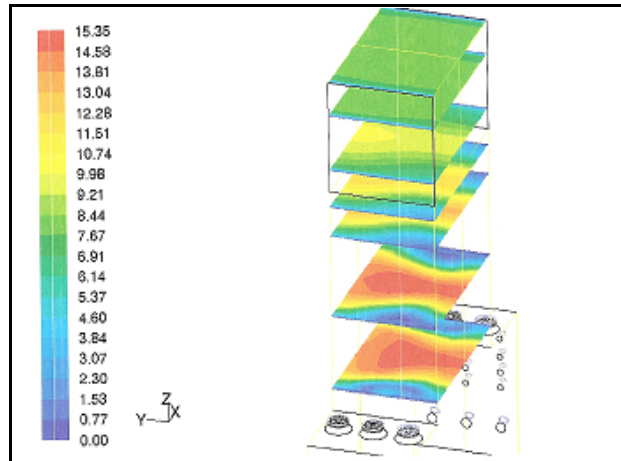


Figura 7.23. Velocidad de los gases en la sección transversal de la cámara de combustión.

En el centro de la cámara de combustión la velocidad de flujo es algo más elevada que en las áreas marginales. Esto se debe a las inversiones (combustión W). Con mayor altura de la cámara de combustión, este desequilibrio se reduce ligeramente.

La distribución de temperatura que se muestra en la siguiente figura en la misma sección es similar a aquella de velocidad y corresponde al desarrollo de la combustión de los carbones.

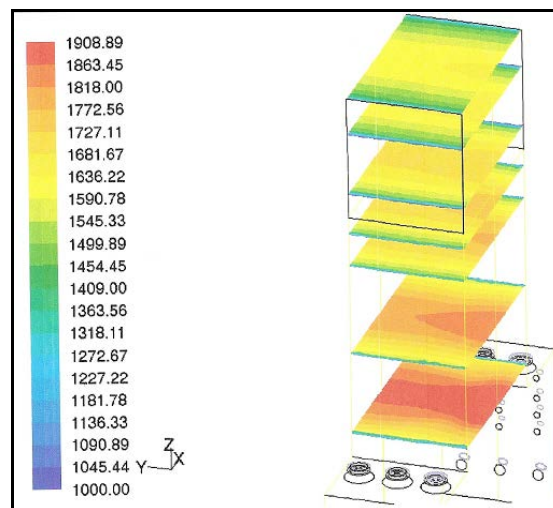


Figura 7.24. Distribución de temperatura en la sección transversal de la cámara de combustión.

Según las características del combustible y el control de la combustión, el oxígeno se consume de forma diferente.

En otras combinaciones de combustibles y molinos operativos, se podrán producir desviaciones del flujo de los gases de combustión y así de los parámetros de partida para la simulación de OFA.

Las fracciones másicas de O_2 son mínimas en el centro de la cámara de combustión y relativamente altas en las áreas próximas a las paredes. Estos perfiles se mantienen hasta el término de área de cálculo, reduciéndose paulatinamente la diferencia de concentración a razón de mayor altura. A la altura de las toberas OFA las fracciones másicas de O_2 todavía se mantienen relativamente altas en las áreas próximas a las paredes. Como resultado se da la distribución de O_2 en las superficies de sección contempladas de la cámara de combustión tal y como se muestra a continuación:

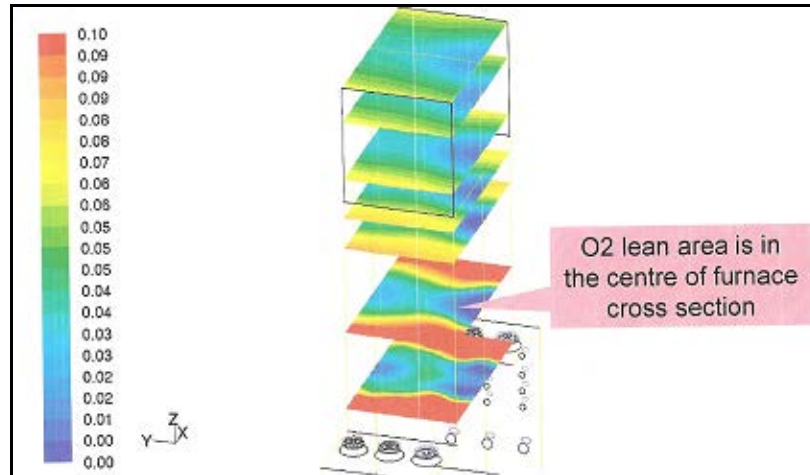


Figura 7.25. Distribución de O_2 en la sección de la cámara de combustión.

3. Definición de los perfiles de flujos de impacto de los gases de combustión

Para la comprobación de OFA, se producen datos de perfiles de los gases de combustión en la superficie de sección de la cámara de combustión superior al techo de quemadores desde la simulación de la cámara de combustión.

Debido a las condiciones de entorno variables (índice de aire, área de simulación) durante la simulación de la cámara de combustión, los datos se adaptaron según la geometría del hogar, la velocidad de flujo y temperatura de los gases de combustión, y se aplicaron en la simulación como condiciones de partida.

4. Método de partida

A continuación se listan los parámetros internos de cálculo de la simulación:

- Medios: Aire y gases de combustión.

- Flujo: Monofásico, no comprimible, estacionario, sometido a rozamiento, turbulento, con transporte calorífico sin radiación y bajo efecto de gravedad.

5. Resultados de cálculo con 12 toberas en la pared posterior

Para la disposición con 12 toberas en la pared posterior se realizan procesos variables de simulación, variando y combinando las posiciones de las toberas internas entre ellas.

Las siguientes posiciones fueron examinadas:

1. Todas las toberas con posición máxima.
2. Todas las toberas con posición mínima.
3. Toberas con posiciones máximas y mínimas, posiciones combinadas de las toberas.

Para mayor explicación del método se representa el segmento calculado de la caldera (área radiante) y la colocación de las 3 toberas contempladas.

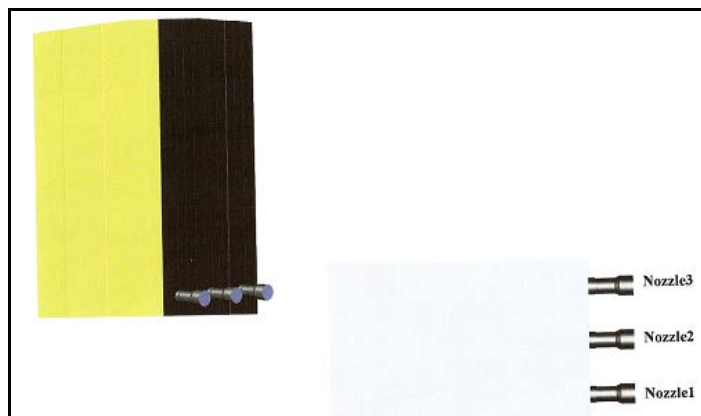


Figura 7.26. Detalle de la colocación de las toberas en la caldera.

Debido a profundidades de penetración y formación del flujo variables, la variante con posiciones variables de las toberas internas brinda condiciones óptimas para la distribución y mezcla de aire.

Todas las variantes cumplen con las expectativas a un sistema OFA de buen funcionamiento. A través de las toberas OFA, el aire se transporta al centro del hogar donde se le necesita para la reacción posterior con fracciones restantes de combustible.

6. Resultados de cálculo con toberas OFA en paredes frontal y posterior

Como alternativa, se realizaron simulaciones CFD, estando 7 toberas OFA colocadas en la pared posterior y 6 toberas en la pared frontal, siempre alimentadas con idéntico caudal de aire.

Todos los resultados muestran, que incluso con disposición de toberas opuesta, alternante de un lado al otro, se produce una distribución suficientemente buena del aire de sobrecombustión.

7. Resumen

Para la planta térmica objeto de este estudio se realizan ensayos CFD del sistema OFA con disposiciones y ajustes variables de las toberas. Los resultados de cálculo, muestran, que la variante con 12 toberas, colocadas en la pared posterior de la caldera, sí es adecuada para conseguir la mezcla deseada con el flujo másico de los gases de combustión.

Contrastados entre ellos, los resultados de la disposición unilateral de la inyección de OFA y aquella en ambos lados, ciertamente muestran diferencias, que, sin embargo, no tienen como consecuencia ninguna variación en la calidad de la mezcla de aire con objetivo, o sea procurar un buen proceso de mezcla con los gases de combustión y garantizar un enriquecimiento con oxígeno en el centro de la caldera, se consigue con ambas disposiciones de tobera OFA, aunque con diferencias, sí de forma suficientemente buena.

Al respecto, también son de consideración las alternativas de ajuste flexibles de las toberas dobles, con las cuales se podrá reaccionar debidamente en caso de flujos variables de los gases de combustión.

7.4.2.2. Elementos del Aire de Sobrecombustión

Para la reforma se instalaron los siguientes elementos:

- 4 tomas de aire de sobrecombustión con conexión a los colectores existentes de aire terciario hasta la conexión con ambos colectores.

- 2 colectores de aire de sobrecombustión desde el punto de conexión hasta su unión en la caldera a una altura de unos 40 metros, con todos sus codos, compensadores, suspensiones, toberas venturi para la medición de caudal, incluidos las tuberías de impulso, válvulas reguladoras con accionamientos neumáticos y material de fijación.
- 12 toberas dobles de aire de sobrecombustión, compuestas por la flexión del tubo para alojar la tobera principal, la misma tobera principal con inclusión de la caja de sujeción, la tobera suplementaria, el tubo de conexión entre tobera principal y colector de aire de sobrecombustión, con sus compensadores necesarios.

7.4.3. SISTEMA DE MEZCLA

Las diferencias de temperatura causadas por diferencias de fricción tubular y casos de calentamiento diferente, conducen inicialmente a diferencias de entalpía en la salida de la hélice del evaporador. Algunos tubos muestran un recalentamiento relativamente bajo antes de realizar la reforma.

Por el colector intermedio se produce una compensación de presión, pero sin causar una compensación de entalpía. Por el calentamiento continuado de las tuberías verticales del evaporador luego se dan diferencias correspondientes de temperatura en los tubos individuales hacia la salida de la pared.

Para compensar estos defectos de temperatura en todas las situaciones operativas, se hace necesaria una mezcla previa a la entrada en la tubería vertical. Se realiza una mezcla en la tubería en espiral justo debajo de la entrada en el colector intermedio de la tubería vertical, ya que aquí el número de tubos es menor y así el consumo para la mezcla será limitado.

Los flujos másicos de las paredes laterales y las paredes frontal o posterior se mezclan. Desde allí, la mezcla agua/vapor es conducida hacia los distribuidores esféricos. En estos distribuidores el medio se distribuye uniformemente sobre los tubos del evaporador.

Para realizar la mezcla, de la caldera salen unos conductos hacia la unidad de mezcla. Por el conducto derecho sale el flujo hacia la unidad de mezcla y por el conducto izquierdo vuelve el flujo una vez que se ha realizado dicha mezcla.



Figura 7.27. Conductos que salen de la caldera hacia la unidad de mezcla.

Todos los conductos que salen de los tubos de la caldera, finalmente se unen en un punto de mezcla, como el que aparece a continuación:

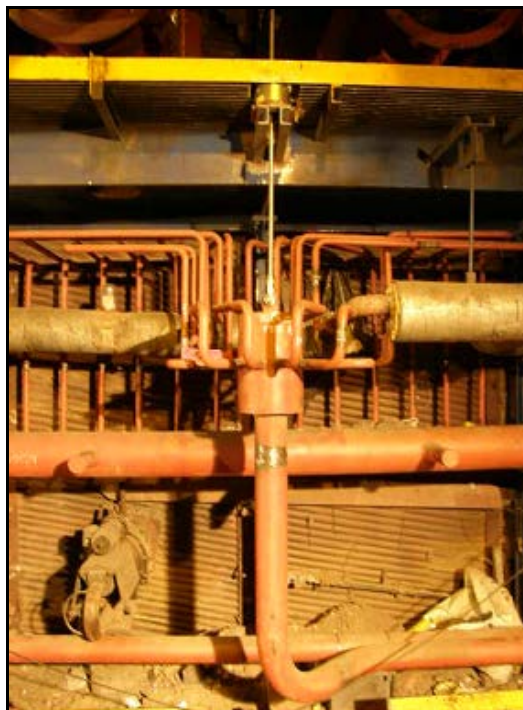


Figura 7.28. Punto de mezcla.

7.4.4. OTRAS ADAPTACIONES

Para la regulación del aire de sobrecombustión se instalan dos compuertas de regulación junto con sus accionamientos neumáticos así como los dispositivos de medición de caudales (Venturis).

7.5. PRUEBAS

7.5.1. CÁLCULOS PREVIOS

7.5.1.1. Quemadores

La siguiente figura representa la velocidad (en m/s) de los nuevos quemadores.

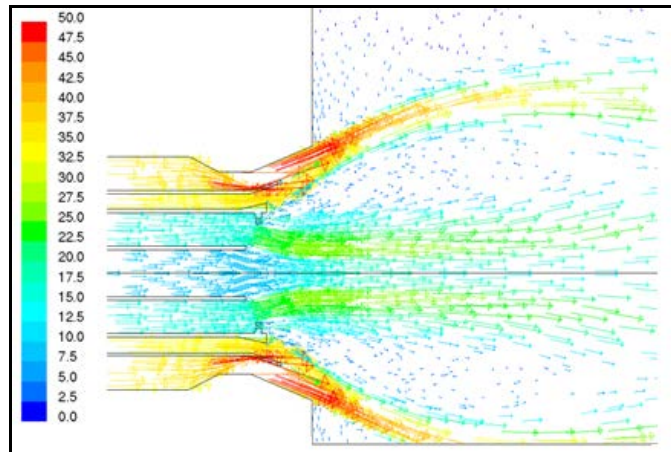


Figura 7.29. Velocidad (m/s) de los Quemadores DS.

El funcionamiento óptimo de estos quemadores se consigue mediante una distribución de aire por sus distintos conductos según la siguiente tabla (Tabla 7.1):

Air Distribution at the Burners in Operation					Air Distribution at the Burners (Cooling Operation)					
No		kg/s	°C	m/s	No		kg/s	°C	m/s	
TA Burner	1	Core Air	0,233	400	10,9	1	Core Air	0,097	400	4,6
	2	Primary Air	2,27	250	14,4 *	2	Primary Air	0,51	400	4,4 *
	3	Secondary Air 1	1,55	400	27,3	3	Secondary Air 1	0,365	400	6,4
	4	Secondary Air 2	6,2	400	46,5	4	Secondary Air 2	0,821	400	6,4
TA Nozzles	5	Tertiary Air 1	0,557	400	21,6	5	Tertiary Air 1	0,454	400	17,6
	6	Tertiary Air 2	0,211	400	8,1	6	Tertiary Air 2	0,172	400	8
	7	Tertiary Air 3	0,211	400	8,1	7	Tertiary Air 3	0,172	400	8
	8	Tertiary Air 4	0,211	400	8,1	8	Tertiary Air 4	0,172	400	8
9	Vapour Burner	3,4	135	39,2	9	Vapour Burner	0		0	
10	Vapour Burner Air	0,211	400	9,4	10	Vapour Burner Air	0,81	400	34,9	
11	OFA **	4,93	400	55	11	OFA				
12	Furnace Hopper Air	3,9	400	-	12	Furnace Hopper Air				

* Flow Velocity upstream Stabilizer Ring	
** OFA Mass Flow per Nozzle	
Coal Flow per Burner	2.038 kg/s
Stoichiometric Combustion Air Amount	15,7 kg/s
Σ Burner Air (1 - 4)	10,253 kg/s
Lambda Burner	0,65
Σ Furnace Air (1 - 10)	15,054 kg/s
Lambda Furnace	0,959
Total Combustion Air Amount	378,4 kg/s
Lambda Steam Generator	1,205

Σ Furnace Air (1 - 10)	3,573 kg/s
------------------------	------------

Tabla 7.1. Distribución de aire en los distintos conductos.

Para conseguir esas distribuciones de aire, tanto en caudal másico como en velocidad se parte de las presiones existentes en las cajas de viento del aire primario, secundario y terciario medido durante el funcionamiento de la caldera a plena carga con respecto al hogar.

En función de la geometría del quemador y de la presión diferencial medida entre la entrada y la salida de la caja de viento del aire secundario del hogar se calculan los caudales másicos en Kg/s de aire secundario 1, aire secundario 2 y aire de núcleo para distintas posiciones de las compuertas de mando, obteniéndose los resultados dados en el siguiente gráfico:

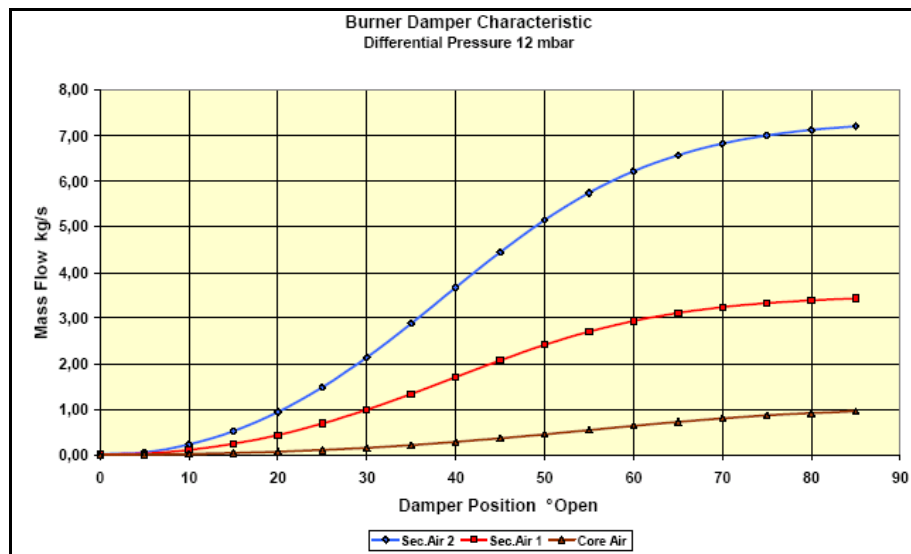


Figura 7.30. Caudales másicos en función de la posición de las compuertas de mando.

Del mismo modo, se representa la distribución de velocidades en el gráfico siguiente:

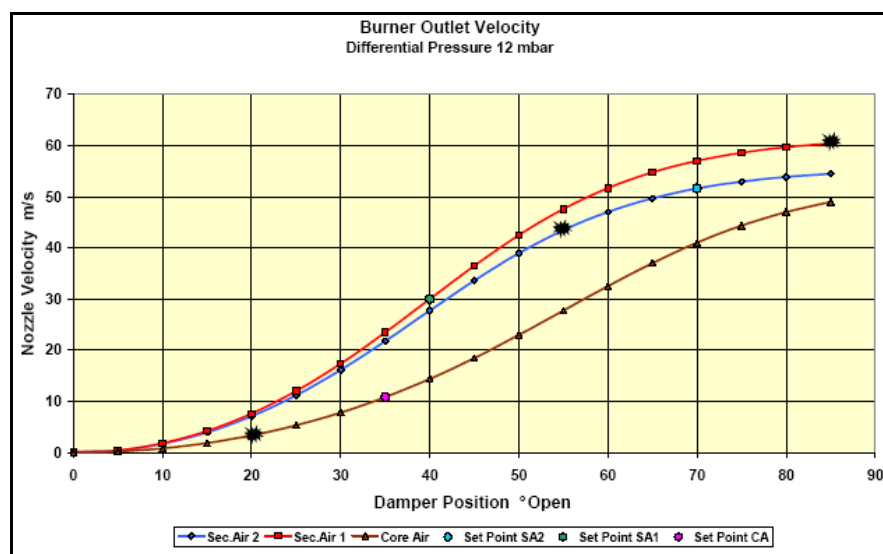


Figura 7.31. Distribución de las velocidades en función de la posición de las compuertas de mando.

De esta última función se obtienen las posiciones teóricas de las compuertas que proporcionan las velocidades óptimas encontradas en la simulación CFD para cada caudal de aire que pasa a través del quemador según la Tabla 7.1.

Las velocidades óptimas son de 10,5 m/s para el aire del núcleo, 27,2 m/s para el aire secundario 1 y 46,5 m/s para el aire secundario 2.

Se puede apreciar cómo para el aire secundario 1, la posición de la compuerta con la que se obtendría la velocidad de 27,3 m/s es del 38%.

Del mismo modo, para el aire secundario 2 se requiere una apertura de compuerta del 60%.

Y por último, el aire del núcleo, obteniéndose con una apertura de la compuerta del 35%.

7.5.1.2. Aire de Sobrecombustión (OFA)

En la simulación del funcionamiento del quemador se obtuvieron según la Tabla 7.1. Los caudales para el aire terciario por quemador siguientes:

- Aire terciario 1: 0,557 Kg/s
- Aire terciario 2: 0,211 Kg/s
- Aire terciario 3: 0,211 Kg/s
- Aire terciario 4: 0,211 Kg/s

Y para el aire OFA 4,93 Kg/s para cada una de las doce toberas aisladas.

En las curvas de la Figura 7.32. se representa el caudal másico por cada una de las 4 toberas de aire terciario en función de la posición de la compuerta de estrangulación y todo ello para 3 presiones diferenciales de su caja de vientos respecto al hogar; así se puede comprobar que con una presión de 10 mb, para conseguir 0,557 Kg/s, la compuerta debe de estar aproximadamente al 50%, mientras que para el caudal sea de 0,211 Kg/s la compuerta estará situada cerca del 3%.

En cuanto a los 4,93 Kg/s del aire de sobrecombustión (OFA), por cada tobera, suponen un caudal total de 59,16 Kg/s por las 12 toberas, caudal que se reparte por cada una de las dos

entradas laterales de la nueva caja de vientos, 29,58 t/h por cada lado y de estas hacia las toberas de inyección.

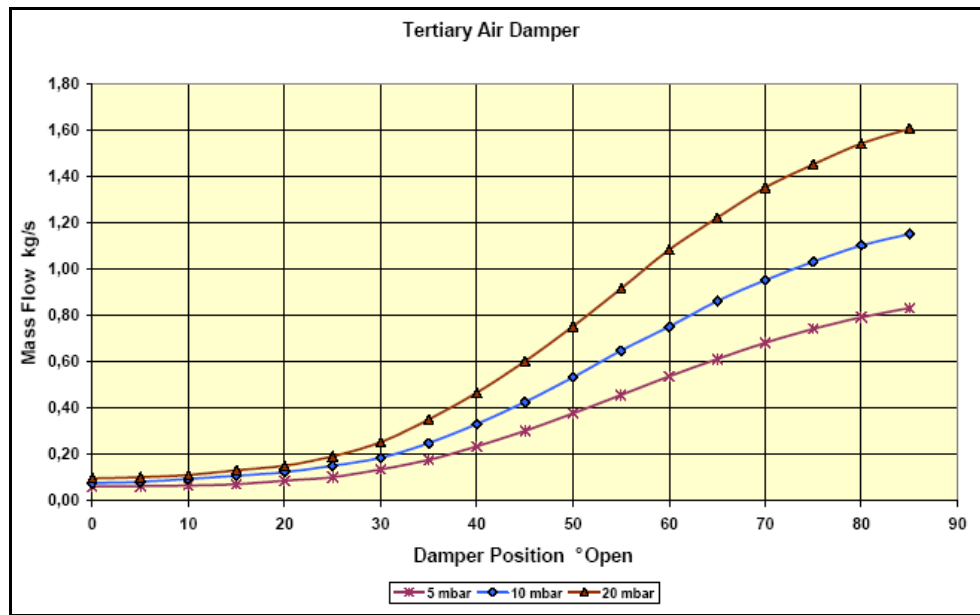


Figura 7.32. Caudal másico por cada una de las 4 toberas de aire terciario en función de la posición de la compuerta de estrangulación.

En la curva del siguiente gráfico se representa este caudal de aire de sobrecombustión de 29,58 t/h para el 100% de la carga, así como la evolución para los distintos campos de la caldera.

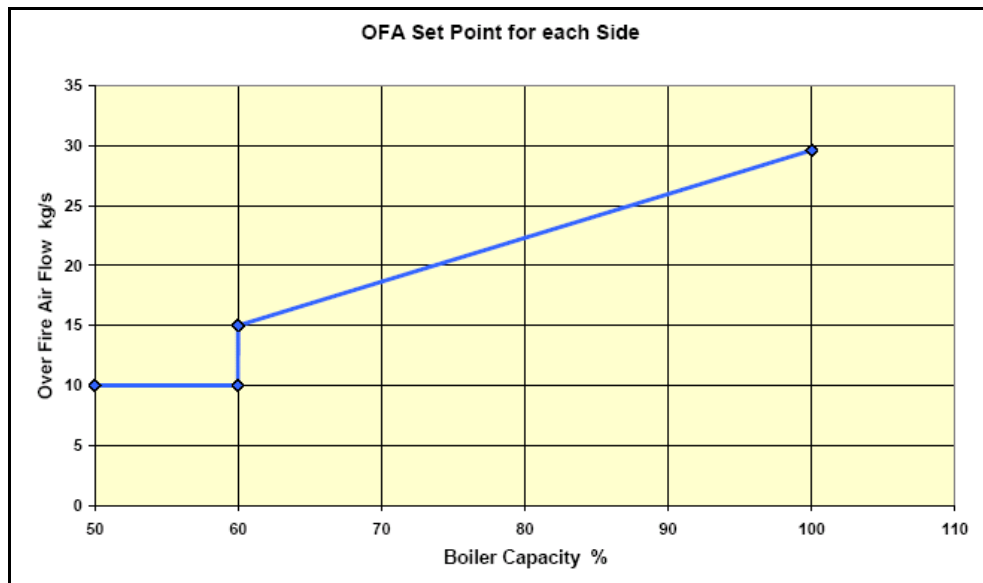


Figura 7.33. Caudal de aire de sobrecombustión (Kg/s) en función de la capacidad de la caldera.

7.5.2. DESARROLLO DE LAS PRUEBAS

Desde el arranque del grupo y antes de abrir aire OFA ya se observa una bajada del NO_x por el hecho de haber cambiado los quemadores.

La bajada se puede estimar en 550 mg/Nm^3 (desde 1750 a 1200). Estas emisiones no son corregidas por exceso de oxígeno pero sirven de referencia.

Al principio de la realización de las pruebas, solamente se tiene en cuenta la posición de las compuertas del aire secundario con torsión y del aire secundario sin torsión. Se hacen diversos análisis con las diferentes posiciones de las compuertas, apoyándose siempre en los cálculos realizados previamente.

Pasado un tiempo, se comienzan a realizar ensayos con el aire de sobrecombustión (OFA) y con las compuertas de aire secundario hasta que finalmente, se establecen unas posiciones determinadas para las compuertas de los diferentes aires de combustión.

Los valores de emisión de NO_x que se van obteniendo a lo largo del periodo de pruebas, depende de las distintas posiciones de las diversas compuertas, y están entre un valor mínimo de $660 \text{ mg/m}^3\text{N}$ y un máximo de $870 \text{ mg/m}^3\text{N}$. En cualquier caso, nunca se sobrepasan los 1200 mg/m^3 que establece el Plan Nacional de Reducción de Emisiones de las Grandes Instalaciones de Combustión.

La evolución de las emisiones de NO_x (sin corregir por O_2) a lo largo de las pruebas se muestra en el siguiente gráfico:

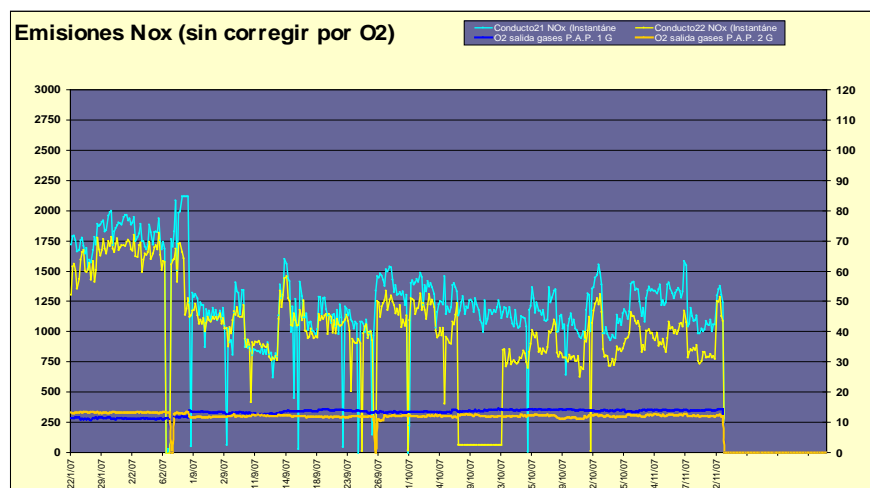


Figura 7.34. Evolución de las emisiones de NO_x (sin corregir por O_2).

7.6. RESULTADOS

Una vez que se inicia la puesta en marcha de la caldera, tras la modificación de los equipos de combustión (instalación de quemadores de bajo contenido de NO_x) y antes de abrir el aire de OFA ya se observa una bajada en el nivel de NO_x por el hecho de haber reformado los quemadores. En este análisis, se observa que la concentración de NO_x disminuye desde los 1750 hasta los 1200 mg/m³N coincidiendo con el límite impuesto por el Plan Nacional de Reducción de las Grandes Instalaciones de Combustión que es de 1200 mg/Nm³. Solamente con la reforma de los quemadores las emisiones de NO_x se han reducido en un 31%.

Con la Instalación del Aire de Sobrecombustión (OFA) y la adecuada posición de:

- las compuertas de aire secundario con torsión (al 50%).
- las compuertas de aire secundario sin torsión (al 85%).
- las compuertas manuales de entrada de aire de OFA (al 50%) que implica a su vez una disminución del aire terciario.
- las boquillas de OFA (al 60%).
- las compuertas manuales de aire terciario, al 50/25/0/0 excepto las de las cuatro esquinas que están al 50/50/0/0.

Las emisiones de NO_x actualmente están en torno a **750 mg/m³N**, unos valores que están 550 mg/m³N por debajo de los límites que marca el PNRE – GIC. Por tanto, se puede concluir en este punto que la central térmica objeto de este estudio **CUMPLE** los límites de emisión de NO_x que exige la Directiva 2001/80/CE para este tipo de centrales térmicas.

7.7. ESTUDIO ECONÓMICO

7.7.1. PRESUPUESTO

El presupuesto se desglosa en los siguientes apartados:

1. INGENIERÍA BÁSICA.....	260000 €
2. INGENIERÍA DE DETALLE.....	610000 €

3. REFORMA DE QUEMADORES.....	120000 €
4. SISTEMA DE AIRE DE SOBRECOMBUSTIÓN.....	335000 €
5. AMPLIACIÓN DEL SISTEMA EXISTENTE DE MEDIDA Y CONTROL.....	50000 €
6. MODIFICACIÓN DE LA CALDERA.....	365000 €
7. MONTAJE Y DESMONTAJE.....	2120000 €
8. TRABAJOS AUXILIARES.....	310000 €
9. FLETES Y EMBALAJES.....	110000 €
10. TRABAJOS AUXILIARES.....	310000 €
11. LIMPIEZA QUÍMICA.....	170000 €
12. PUESTA EN MARCHA DE LAS PARTES NUEVAS.....	70000 €

7.7.2. PRESUPUESTO TOTAL

El **presupuesto total**, incluidos los materiales y la mano de obra para el sistema de reducción de NO_x es de un total de **4.520.000 €**.

7.7.3. ESTUDIO DE VIABILIDAD ECONÓMICA

No se considera procedente para este proyecto realizar un estudio de viabilidad económico; se trata de una mejora medioambiental exigida de acuerdo con el PNRE – GIC y la Directiva 2001/80/CE para Grandes Instalaciones de Combustión (GIC).

La ejecución de este plan de reducción de NO_x no tiene viabilidad económica, puesto que se trata de una gran inversión que no conlleva a ningún beneficio económico, sino a pérdidas en el rendimiento del ciclo térmico. Sin embargo, tiene una gran repercusión medioambiental ya que se reduce la emisión de este gas en un 40%.

8. CONCLUSIONES

A continuación se exponen las conclusiones a las que se ha llegado con la realización de este estudio:

- ✚ La contaminación es uno de los problemas ambientales más importantes que afectan a nuestro mundo y surge cuando se produce un desequilibrio, como resultado de la adición de cualquier sustancia al medio ambiente, en cantidad tal, que cause efectos adversos en el hombre, en los animales, vegetales o materiales expuestos a dosis que sobrepasen los niveles aceptables en la naturaleza.
- ✚ El carbón seguirá siendo una pieza fundamental en la generación de electricidad, contando con la ventaja de su amplia disponibilidad y la baja fluctuación de sus precios, gracias a la estabilidad de su comercio internacional. Además es un recurso disponible en nuestro país y en Europa, lo que permite disminuir la dependencia de las importaciones energéticas de terceros países.
- ✚ Para paliar los efectos que tienen los contaminantes generados a partir de la combustión del carbón existen diversas tecnologías dependiendo del contaminante a tratar (NO_x , SO_2 , CO_2 , partículas).
- ✚ En la Planta de Desulfuración de la Central Térmica objeto de este estudio, la desulfuración se realiza por vía húmeda. Con un carbón de un 2,04% se obtiene un rendimiento del 93,7% en las condiciones más desfavorables del proceso de desulfuración (concentración máxima: 4500 mg/Nm^3) y con un caudal nominal de $1350000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ se obtiene **una concentración de SO_2 a la salida de 282 mg/Nm^3** . Este valor es inferior al exigido por la **Directiva 2001/80/CE** que establece el límite máximo en **400 mg/Nm^3** para el período comprendido entre 2008 – 2016.
- ✚ El sistema de retención de partículas en la Central Térmica objeto de este estudio es un Precipitador Electrostático. Con la instalación y puesta en marcha de la Planta de Desulfuración de gases de combustión en el año 2008, se establece como condición de garantía en un mínimo del 50% la concentración de partículas a la entrada. Por este motivo, la única mejora que se realiza en el precipitador electrostático es la del sistema de control. Los valores medio registrados a partir de 2008 son inferiores a **50 mg/Nm^3** .

El **valor medio máximo** en el año 2014 fue de **31,53 mg/Nm³**. Por tanto, cumple la **Directiva 2001/80/CE**.

✚ La reforma de los quemadores antiguos para transformarlos en quemadores de bajo contenido de NO_x ha reducido la emisión de los óxidos nitrosos en un 31%, de 1750 mg/Nm³ a 1200 mg/Nm³, máximo valor de emisión que impone el PNRE – GIC. A su vez, la instalación del Sistema de Aire de Sobrecombustión (OFA), se produce un mayor aprovechamiento de los gases, y los niveles de NO_x de los gases de combustión se reducen de una forma significativa, en torno al 40%. Actualmente la **media de emisión de los óxidos de nitrógeno** es de **750 mg/Nm³**. Por tanto, se cumple la **Directiva 2001/80/CE**.

✚ El coste total de las modificaciones realizadas supuso un total de **29.820.000 €**. La ejecución de estos planes de reducción no tiene ninguna viabilidad económica, puesto que se trata de una inversión que no tiene ningún beneficio económico. Se realiza esta inversión para cumplir las exigencias dictadas por la Directiva 2001/80/CE sobre emisiones industriales y no incurrir en sanciones administrativas.

✚ La **Directiva 2010/75/UE** establece unos límites de emisión más estrictos que la Directiva 2001/80/CE y para el caso concreto de la Central Térmica objeto de este estudio exige unos **valores de emisión de SO₂ inferiores a 200 mg/Nm³ ó un incremento del rendimiento del proceso de hasta el 96%**. Realizando una serie de pruebas (aumento del caudal de lechada al Absorbedor, funcionamiento de la 4^a Bomba de Recirculación – 4 niveles de pulverización), se llega a la conclusión de que con el MODO DE OPERACIÓN elegido, correspondiente al funcionamiento continuo de la 4^a Bomba de Recirculación, los valores máximos de salida de SO₂ en las condiciones más desfavorables de operación de la Planta (con una concentración máxima de aproximadamente 4507 mg/Nm³ a la entrada), son de **193,5 mg/Nm³, alcanzando el proceso un rendimiento del 95,7%** y por tanto, cumpliendo con los límites de la Directiva 2010/75/UE para el SO₂.

La operación mediante el aumento del caudal de lechada de caliza, origina unos problemas de funcionamiento y requiere un sobredimensionamiento de algunas instalaciones que hacen que no sea tenido en cuenta como solución, ya que con el modo de operación arriba indicado, se cumplen las exigencias requeridas.

- ✚ El coste total de las modificaciones a realizar supone un total de **5.900.000 €**. La ejecución de este plan de reducción de SO₂ no tiene ninguna viabilidad económica, puesto que se trata de una inversión que no tiene ningún beneficio económico. Se realiza esta inversión para cumplir las exigencias dictadas por la Directiva 2010/75/UE sobre emisiones industriales y no incurrir en sanciones administrativas.

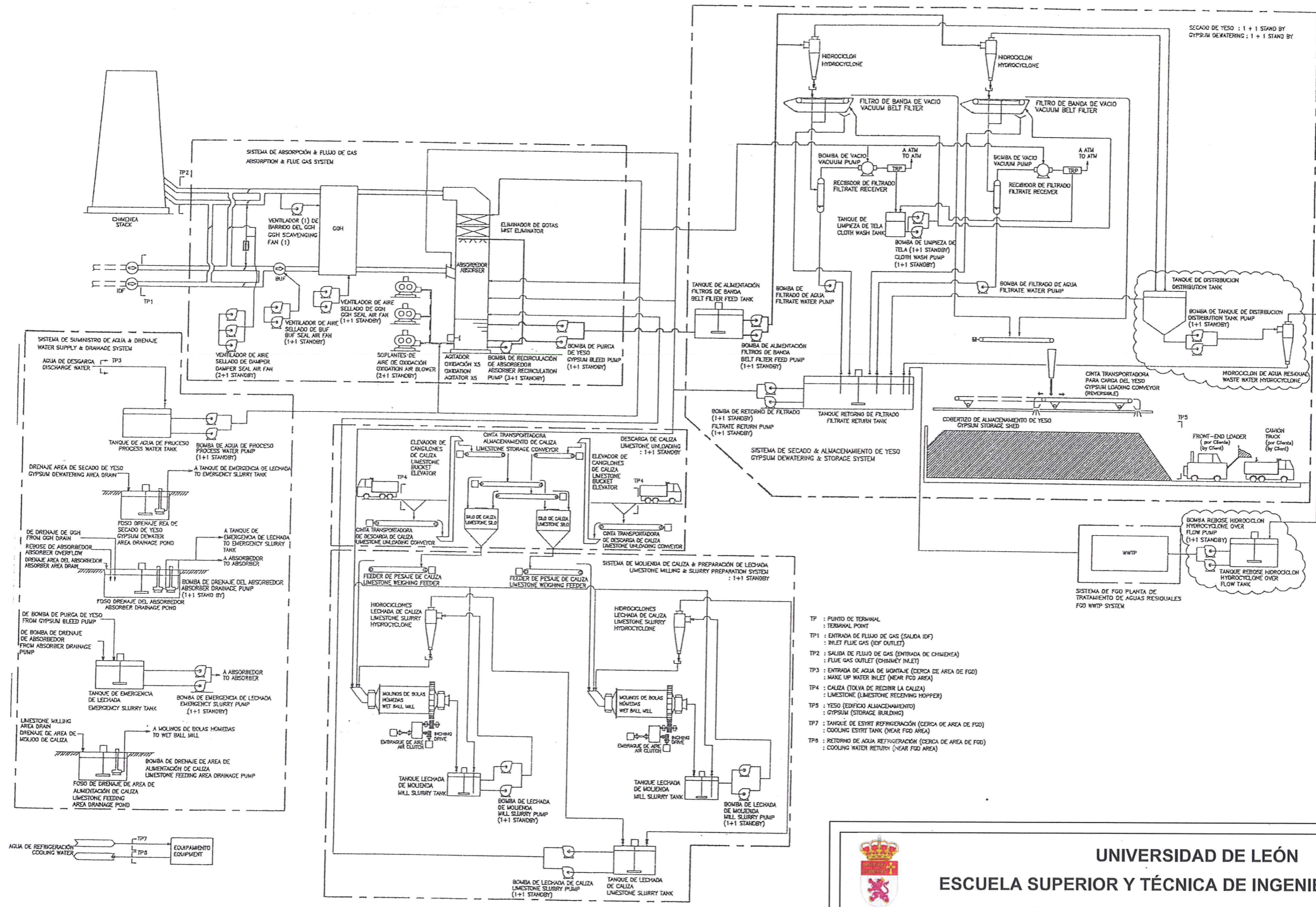
- ✚ Para el caso del NO_x será necesaria la instalación de una Planta de Desnitrificación con el fin de cumplir con la Normativa Medioambiental a partir del año 2016 (**200 mg/Nm³**). Lo mismo ocurre para el caso de las partículas, será necesaria la mejora de los precipitadores electrostáticos para el cumplimiento de la **Directiva 2010/75/UE (20 mg/Nm³)**.

LISTA DE REFERENCIAS

Lista de referencias

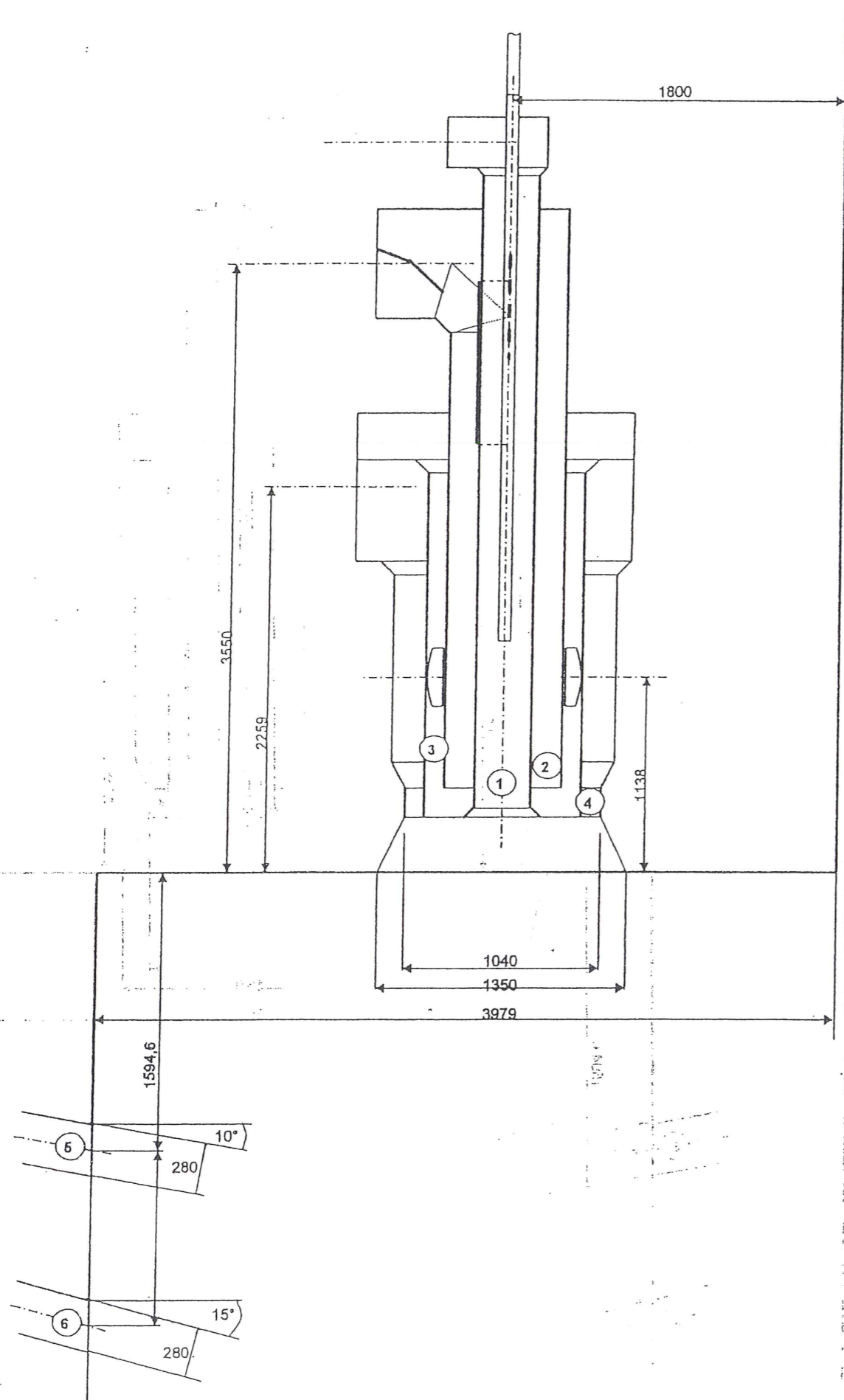
- [1] “Depuración de emisiones atmosféricas industriales”.
<http://www.sc.ehu.es/iawfemaf/archivos/materia/industrial/libro-13a.pdf>
- [2] “El carbón. El recorrido de los minerales”. Comunidad de Madrid.
<http://www.madrid.org/>
- [3] “Centrales Térmicas”
<http://www.monografias.com/>
- [4] “Las emisiones de contaminantes producidas por las centrales térmicas”. Medio Ambiente – Ambientum
<http://www.ambientum.com/>
- [5] Congreso Nacional del Medio Ambiente
<http://www.conama2014.conama.org/>
- [6] Artículo “La electricidad con carbón aumenta un 28%”. La Nueva España
<http://www.lne.es/>
- [7] Trabajo de Investigación: “Tecnologías modernas de plantas termoeléctricas a carbón, impacto en el medio ambiente y costos”. Pontificia Universidad Pontificia Católica de Chile.
<http://www.uc.cl/>
- [8] “Desarrollo de un sistema que lleve a cabo el proceso de desulfuración de una central térmica de carbón”. Escuela Técnica Superior de Ingeniería (ICAI) Ingeniero Industrial.
<http://www.iit.upcomillas.es/>
- [9] “Tecnologías de captura y almacenamiento de CO₂”. Fundación para estudios sobre energía.
<http://www.fundacionenergia.es>
- [10] Registro Estatal de Emisiones y Fuentes Contaminantes.
<http://www.prtr-es.es/>
- [11] “Directiva 2001/80/CE del Parlamento Europeo y del Consejo 23 de octubre de 2001 sobre limitación de emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de grandes instalaciones de combustión”. Ministerio de Industria, Energía y Turismo.
<http://www.minetur.gob.es/>
- [12] “Plan Nacional de Reducción de Emisiones para Grandes Instalaciones de Combustión”. Ministerio de Industria, Energía y Turismo.
<http://www.minetur.gob.es/>
- [13] “Fondos digitalizados”
<http://fondosdigitales.us.es/>
- [14] PERRY. 1994. “Manual del Ingeniero Químico”. Quinta Edición. Mc. Graw-Hill. Mexico, Tomo 2

PLANOS



- TP : PUNTO DE TERMINAL
- TERMINAL POINT
- TP1 : ENTRADA DE FLUJO DE GAS (SALIDA IDP)
- INLET FLUE GAS (IDP OUTLET)
- TP2 : SALIDA DE FLUJO DE GAS (ENTRADA DE CHIMENEA)
- FLUE GAS OUTLET (CHIMNEY INLET)
- TP3 : ENTRADA DE AGUA DE MONTAJE (CERCA DE AREA DE FGD)
- MAKE UP WATER INLET (NEAR FGD AREA)
- TP4 : CALIZA (TOLVA DE RECIBIR LA CALIZA)
- LIMESTONE (LIMESTONE RECEIVING HOPPER)
- TP5 : YESO (EDIFICIO ALMACENAMIENTO)
- GYPSSUM (STORAGE BUILDING)
- TP7 : TANQUE DE ESTRIT REFRIGERACION (CERCA DE AREA DE FGD)
- COOLING STRIT TANK (NEAR FGD AREA)
- TP8 : RETORNO DE AGUA REFRIGERACION (CERCA DE AREA DE FGD)
- COOLING WATER RETURN (NEAR FGD AREA)

UNIVERSIDAD DE LEÓN	
ESCUELA SUPERIOR Y TÉCNICA DE INGENIEROS DE MINAS	
MÁSTER EN INGENIERÍA MINERA Y DE RECURSOS ENERGÉTICOS	
ESTUDIO DE LA NORMATIVA MEDIOAMBIENTAL EN EL SECTOR DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA MEDIANTE COMBUSTIBLES FÓSILES. APLICACIÓN EN UNA CENTRAL TÉRMICA DE CARBÓN EN LA PROVINCIA DE LEÓN	
PROYECTO DE:	
PLANO DE	Esquema general de funcionamiento de la planta de desulfuración
ESCALA	
FECHA	Junio 2015
Fdo.: Nuria Sierra Sierra	
PLANO Nº	
1	



Nr	kg/s	°C	m/s
①	0,532	395	25
②	2,272	248	16
③	2,794	395	31,7
④	5,811	395	43,9
⑤	1,123	395	38,6
⑥	0,279	395	9,6



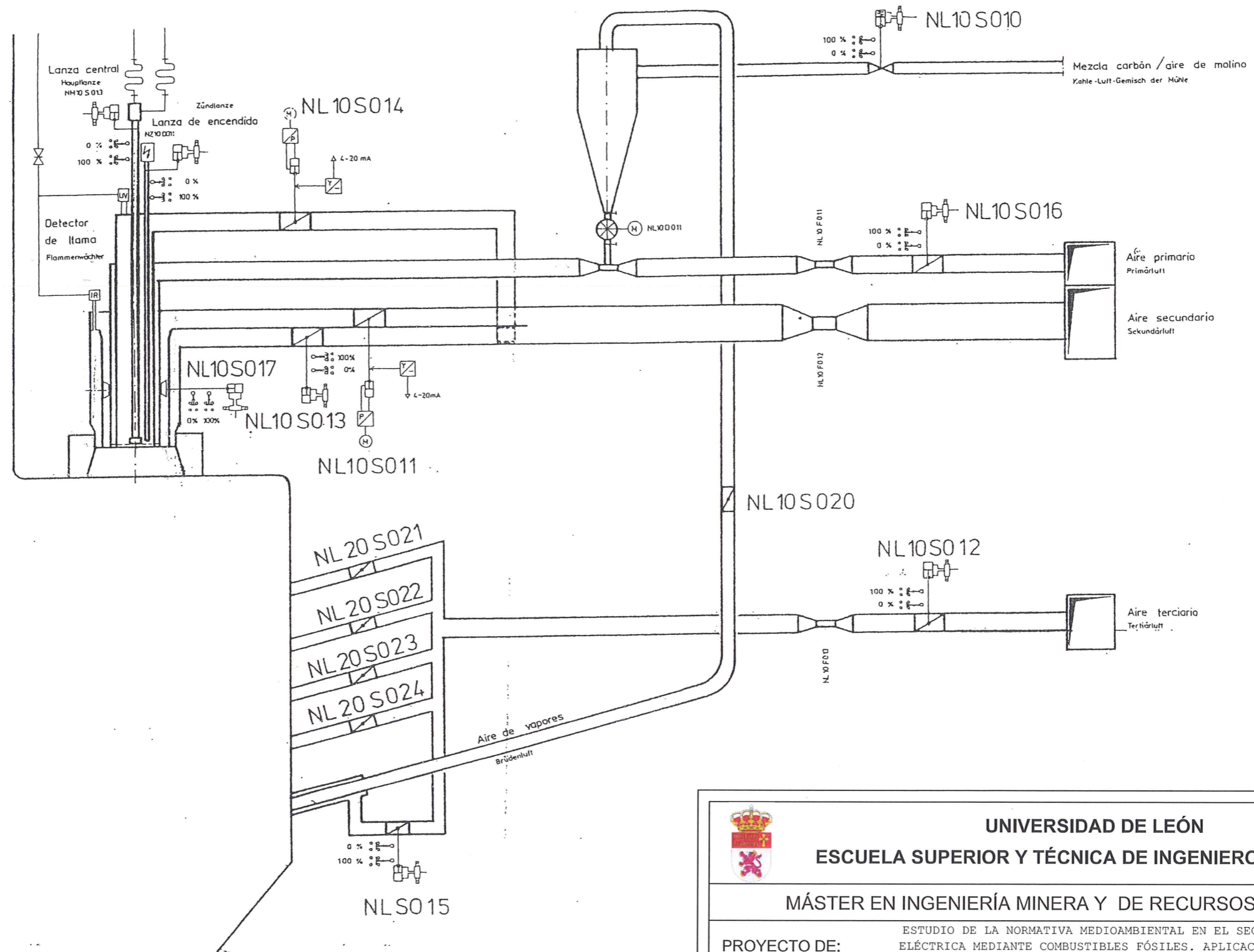
UNIVERSIDAD DE LEÓN
 ESCUELA SUPERIOR Y TÉCNICA DE INGENIEROS DE MINAS



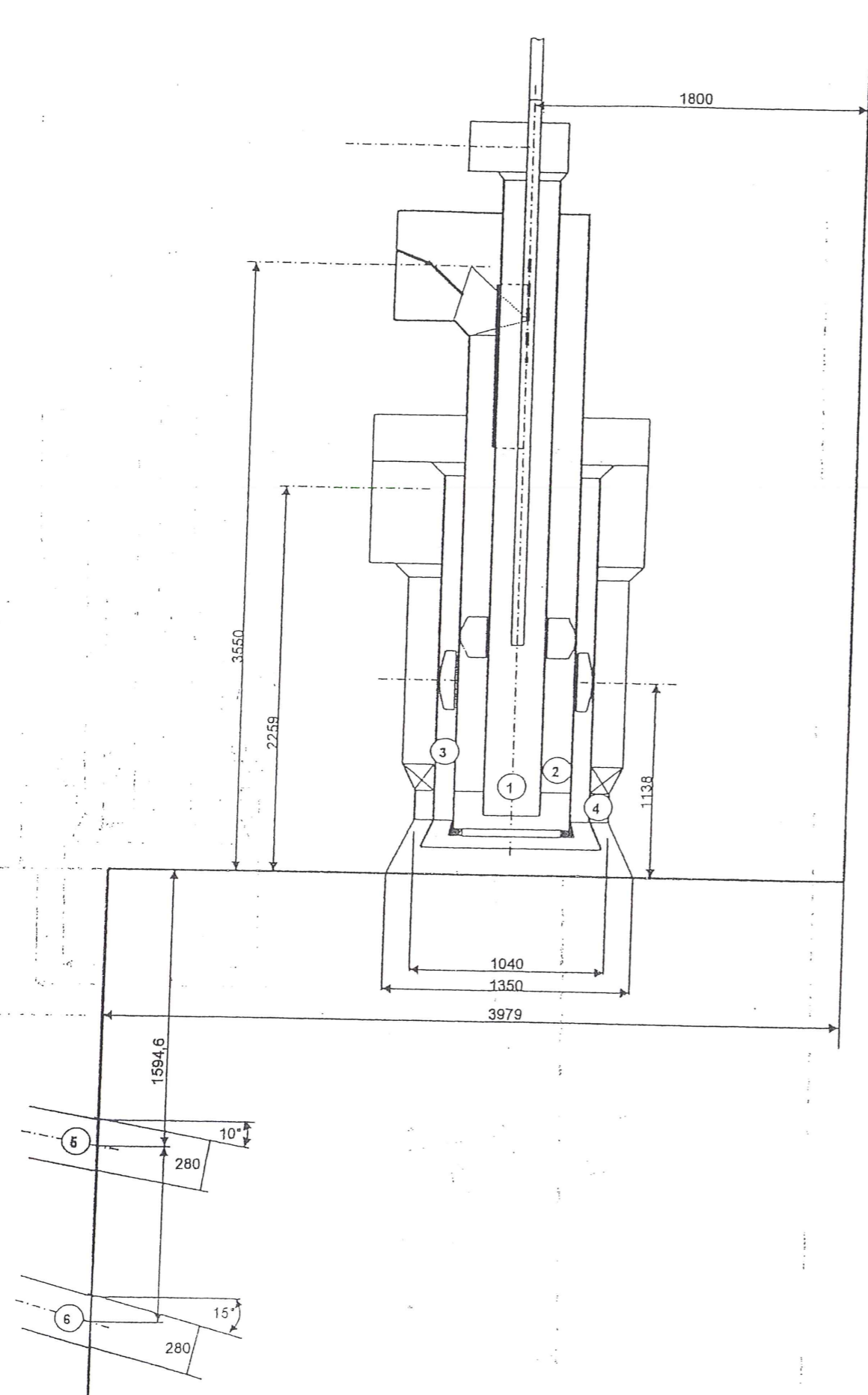
MÁSTER EN INGENIERÍA MINERA Y DE RECURSOS ENERGÉTICOS

PROYECTO DE: ESTUDIO DE LA NORMATIVA MEDIOAMBIENTAL EN EL SECTOR DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA MEDIANTE COMBUSTIBLES FÓSILES. APLICACIÓN EN UNA CENTRAL TÉRMICA DE CARBÓN EN LA PROVINCIA DE LEÓN

PLANO DE	Estructura del quemador antiguo		PLANO Nº
ESCALA			2
FECHA	Junio 2015	Fdo.: Nuria Sierra Sierra	

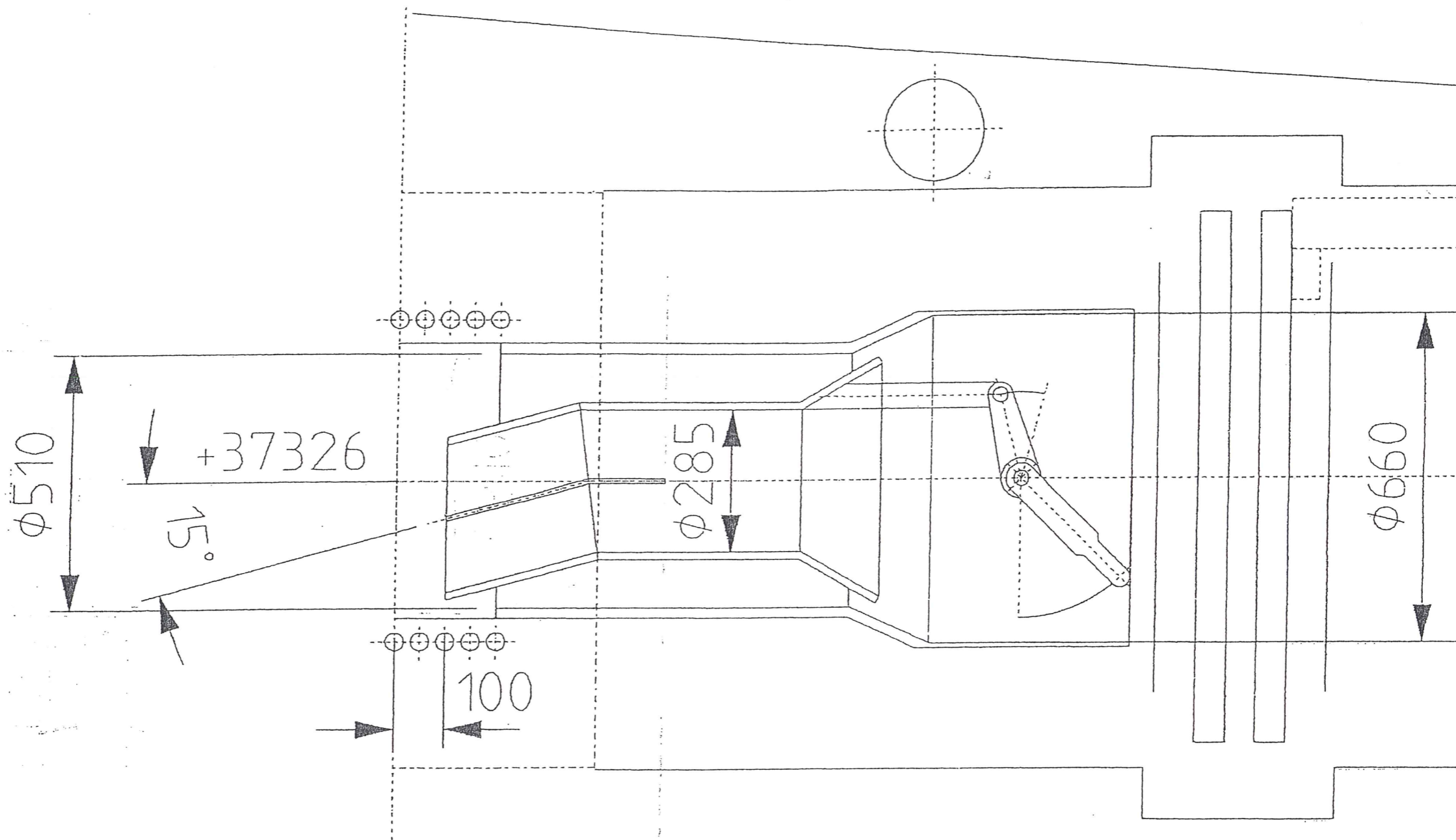


 UNIVERSIDAD DE LEÓN 	
ESCUELA SUPERIOR Y TÉCNICA DE INGENIEROS DE MINAS	
MÁSTER EN INGENIERÍA MINERA Y DE RECURSOS ENERGÉTICOS	
PROYECTO DE: ESTUDIO DE LA NORMATIVA MEDIOAMBIENTAL EN EL SECTOR DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA MEDIANTE COMBUSTIBLES FÓSILES. APLICACIÓN EN UNA CENTRAL TÉRMICA DE CARBÓN EN LA PROVINCIA DE LEÓN	
PLANO DE	Integración de quemadores antiguos en la caldera
ESCALA	
FECHA	Junio 2015
Fdo.: Nuria Sierra Sierra	
PLANO Nº	
3	



Nr	kg/s	°C	m/s
1	0,213	395	10
2	2,272	248	16
3	2,794	395	31,7
4	6,13	395	46,3
5	1,123	395	38,6
6	0,279	395	9,6

	UNIVERSIDAD DE LEÓN ESCUELA SUPERIOR Y TÉCNICA DE INGENIEROS DE MINAS	
MÁSTER EN INGENIERÍA MINERA Y DE RECURSOS ENERGÉTICOS		
<small>ESTUDIO DE LA NORMATIVA MEDIOAMBIENTAL EN EL SECTOR DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA MEDIANTE COMBUSTIBLES FÓSILES. APLICACIÓN EN UNA CENTRAL TÉRMICA DE CARBÓN EN LA PROVINCIA DE LEÓN</small>		
PROYECTO DE:		
PLANO DE	Estructura del quemador nuevo	
ESCALA		PLANO Nº
FECHA	Junio 2015	4
Fdo.: Nuria Sierra Sierra		



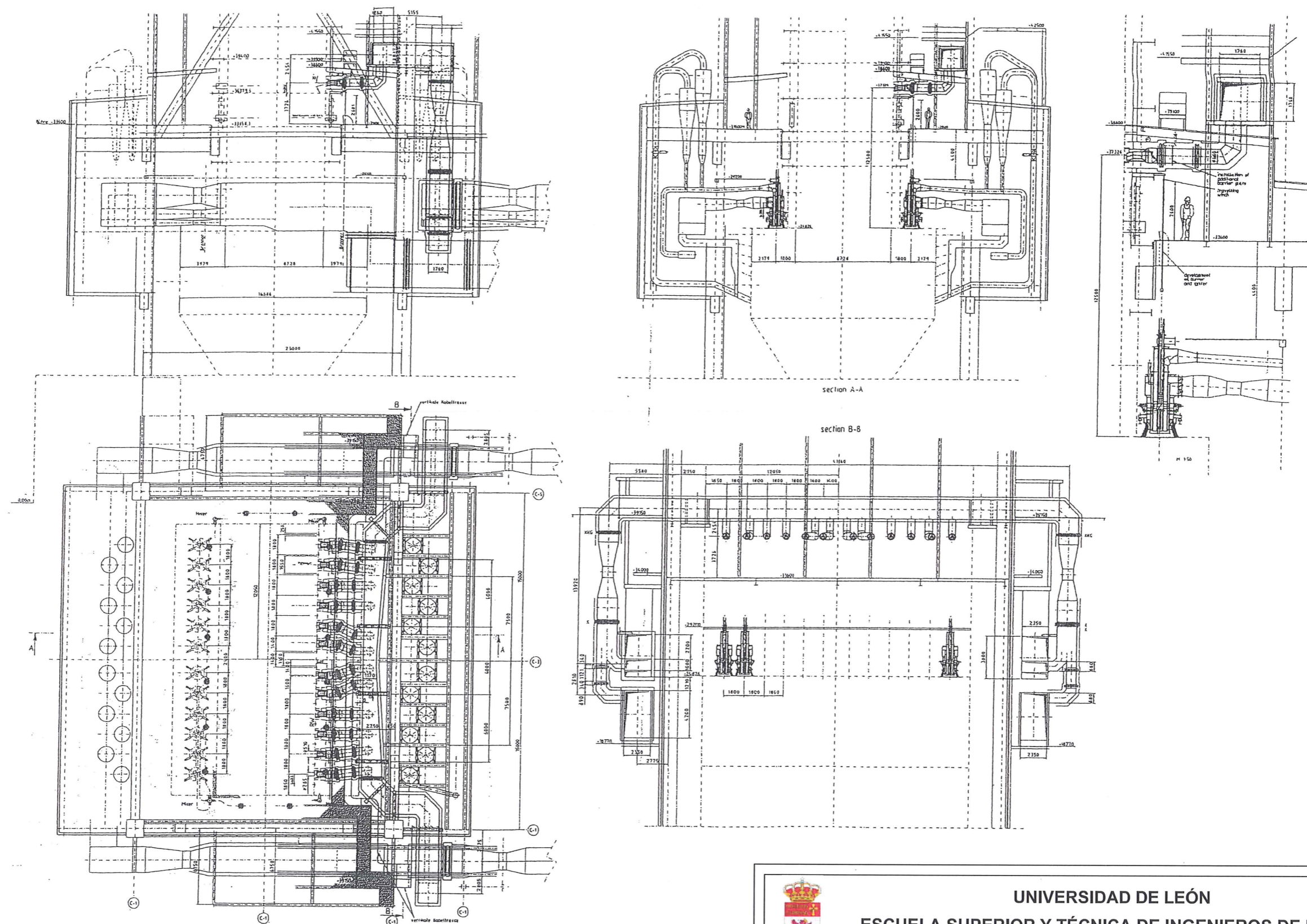
UNIVERSIDAD DE LEÓN
 ESCUELA SUPERIOR Y TÉCNICA DE INGENIEROS DE MINAS



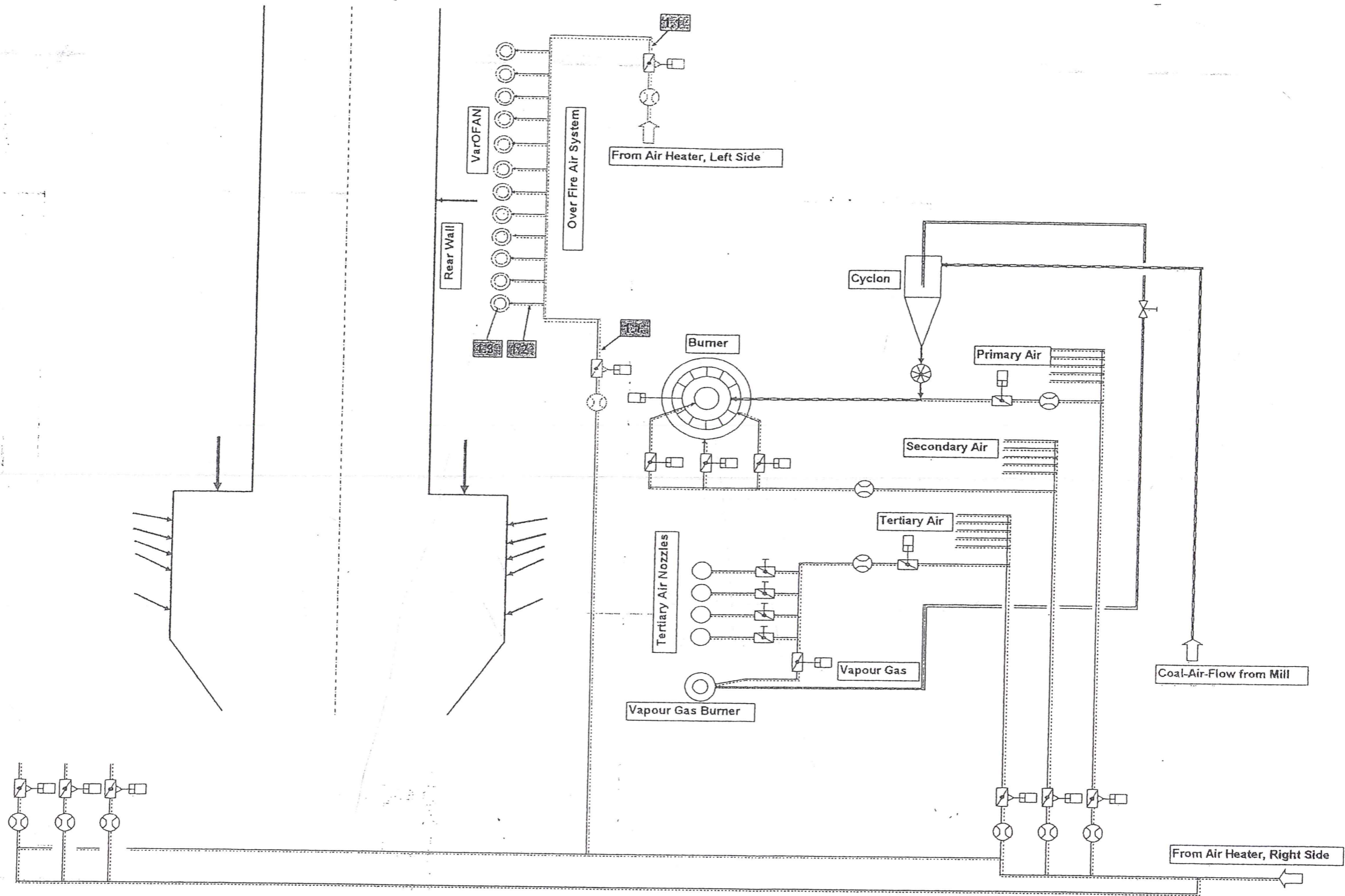
MÁSTER EN INGENIERÍA MINERA Y DE RECURSOS ENERGÉTICOS

PROYECTO DE: ESTUDIO DE LA NORMATIVA MEDIOAMBIENTAL EN EL SECTOR DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA MEDIANTE COMBUSTIBLES FÓSILES. APLICACIÓN EN UNA CENTRAL TÉRMICA DE CARBÓN EN LA PROVINCIA DE LEÓN

PLANO DE	Tobera de inyección de aire		PLANO Nº
ESCALA			5
FECHA	Junio 2015	Fdo.: Nuria Sierra Sierra	



 UNIVERSIDAD DE LEÓN 	
ESCUELA SUPERIOR Y TÉCNICA DE INGENIEROS DE MINAS	
MÁSTER EN INGENIERÍA MINERA Y DE RECURSOS ENERGÉTICOS	
PROYECTO DE: ESTUDIO DE LA NORMATIVA MEDIOAMBIENTAL EN EL SECTOR DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA MEDIANTE COMBUSTIBLES FÓSILES. APLICACIÓN EN UNA CENTRAL TÉRMICA DE CARBÓN EN LA PROVINCIA DE LEÓN	
PLANO DE	Instalación del aire OFA en la caldera
ESCALA	
FECHA	Junio 2015
Fdo.: Nuria Sierra Sierra	
PLANO Nº 6	



 UNIVERSIDAD DE LEÓN 	
ESCUELA SUPERIOR Y TÉCNICA DE INGENIEROS DE MINAS	
MÁSTER EN INGENIERÍA MINERA Y DE RECURSOS ENERGÉTICOS	
PROYECTO DE: ESTUDIO DE LA NORMATIVA MEDIOAMBIENTAL EN EL SECTOR DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA MEDIANTE COMBUSTIBLES FÓSILES. APLICACIÓN EN UNA CENTRAL TÉRMICA DE CARBÓN EN LA PROVINCIA DE LEÓN	
PLANO DE	Instalación del OFA
ESCALA	
FECHA	Junio 2015
Fdo.: Nuria Sierra Sierra	
PLANO Nº	
7	