



UNIVERSIDAD DE CÓRDOBA

FACULTAD DE CIENCIAS

Departamento de Química Inorgánica e Ingeniería

Química

TESIS DOCTORAL

**“DESULFURACIÓN DE LOS GASES DE
COMBUSTIÓN MEDIANTE ABSORCIÓN
HÚMEDA CON CaCO_3 ”**

PROGRAMA DE DOCTORADO: INGENIERÍA Y TECNOLOGÍA

LÍNEA DE INVESTIGACIÓN: INGENIERÍA DE PROCESOS

JOSE LUIS ARANDA HIDALGO

Córdoba, septiembre de 2014.

TITULO: *Desulfuración de los gases de combustión mediante absorción húmeda con CaCO₃*

AUTOR: *José Luis Aranda Hidalgo*

© Edita: Servicio de Publicaciones de la Universidad de Córdoba. 2014
Campus de Rabanales
Ctra. Nacional IV, Km. 396 A
14071 Córdoba

www.uco.es/publicaciones
publicaciones@uco.es



**TÍTULO DE LA TESIS: “DESULFURACIÓN DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN
MEDIANTE ABSORCIÓN HÚMEDA CON CaCO_3 ”**

DOCTORANDO/A: D. José Luís Aranda Hidalgo.

INFORME RAZONADO DEL/DE LOS DIRECTOR/ES DE LA TESIS

(se hará mención a la evolución y desarrollo de la tesis, así como a trabajos y publicaciones derivados de la misma).

El doctorando José Luís Aranda Hidalgo, viene colaborando desde el curso 2011-2012, con gran interés y dedicación en las tareas propias del grupo de investigación. Su calidad humana y capacidad de trabajo han permitido que consiga alcanzar con éxito los objetivos que se le han propuesto. Entre las cualidades más destacables es importante mencionar su tesón y ganas de aprender, lo cual ha dado lugar, además de a la Tesis presentada a que, en paralelo a sus estudios de tercer ciclo, el doctorando complete estudios de Grado en Ingeniería, complementando así su formación como Ingeniero Técnico Industrial (Mecánica) y Licenciado en Investigación y Técnicas de Mercado.

La culminación de los estudios de tercer ciclo no siempre es fácil, sobre todo cuando han de compaginarse con una jornada laboral completa en la Central Térmica de Puente Nuevo y continuos cursos de formación, todo ello considerando que es “cabeza de familia”. Sus logros han estado siempre motivados por su afán de superación.

Tiene excelentes cualidades para realizar trabajo de forma individual, aunque ha mostrado las mismas habilidades y destrezas cuando el trabajo se ha realizado de forma colaborativa en grupo, siendo un miembro clave del equipo.

Desde su comienzo, abordó las etapas de: recopilación de información bibliográfica, toma de datos en la planta, discusión de los resultados y redacción de los informes correspondientes.

El artículo presentado como indicio de calidad ha sido elaborado con datos tomados a escala real, como la gran mayoría de datos presentados en el manuscrito. El proceso de desulfuración de los gases de combustión de una central térmica y las variables más influyentes sobre el mismo, han sido la base para la elaboración de la memoria. Así, para completar el estudio, intentando optimizar los consumos de recursos (agua principalmente), se ha ampliado el trabajo con una evaluación de la minimización del consumo y el posible tratamiento de las aguas utilizadas en el proceso susceptibles de ser reutilizadas. Todo el estudio se ha completado con una evaluación económica de las posibles medidas de optimización y reducción de consumo de reactivos y agua.

El artículo presentado se encuentra recogido en el JCR con un relativamente bajo índice de impacto. La razón de la elección de la revista ha sido motivada por la gran difusión y prestigio a nivel empresarial que tiene, encontrándose por ello esta vía de difusión más beneficiosa para la empresa a la que el doctorando pertenece.

Autores (p.o. de firma): Jose Luis Aranda Hidalgo, M^a Ángeles Martín Santos, Antonio Martín Martín.

Título: **“Nueva herramienta para la operación económica en una planta de desulfuración húmeda de los gases de combustión”**.

Revista (año, vol., pág.): *Dyna*. Mayo-Junio 2014. Vol. 89 nº3. Páginas 300-308.

Base de Datos Internacional o Nacional (caso de CC.JJ., CC.SS. Y Humanidades) en las que está indexada: ISI Web of Knowledge. Journal Citation Reports

Área temática en la Base de Datos de referencia: Engineering, Multidisciplinary.

Índice de impacto de la revista en el año de publicación del Artículo: 0.200

Lugar que ocupa/Nº de revistas del Área temática: 82/87. Q4.

Todo el trabajo ha podido realizarse con el permiso del equipo de dirección de la Central Térmica de Puente Nuevo, perteneciente al grupo E.on.

En conclusión, dada la trayectoria del doctorando, los directores informamos muy favorablemente la labor realizada.

Por todo ello, se autoriza la presentación de la tesis doctoral.

Córdoba, 16 de Septiembre de 2014

Firma de los directores



Fdo. Antonio Martín Martín



Fdo.: Mª Ángeles Martín Santos

**“DESULFURACIÓN DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN MEDIANTE
ABSORCIÓN HÚMEDA CON CaCO_3 ”**

LOS DIRECTORES,

Fdo.: Dr. Antonio Martín Martín

Profesor Emérito, Área de Ingeniería Química de
la Universidad de Córdoba

Fdo.: Dra. María de los Ángeles Martín Santos

Profesora Titular Doctora del Departamento de
Química Inorgánica e Ingeniería Química, Área de
Ingeniería Química, de la Universidad de Córdoba

Trabajo presentado para aspirar
al Grado de Doctor en Ingeniería y Tecnología

EL DOCTORANDO,

Fdo.: Jose Luis Aranda Hidalgo

Ingeniero Técnico Industrial y Licenciado en Investigación y Técnicas de Mercado
por la Universidad de Córdoba, Graduado en Ingeniería por la Universidad de Ávila.



UNIVERSIDAD DE CÓRDOBA

FACULTAD DE CIENCIAS

Departamento de Química Inorgánica e Ingeniería

Química

Los Doctores: Antonio Martín Martín, Catedrático de Ingeniería Química, y María de los Ángeles Martín Santos, Profesora Titular Doctora,

CERTIFICAN:

Que la Tesis Doctoral: ***“Desulfuración de los gases de combustión mediante absorción húmeda con CaCO_3 ”*** se ha realizado bajo nuestra dirección en los laboratorios de este departamento y en las instalaciones de la Central Térmica de Puente Nuevo, E.ON Generación, S.L. por el Ingeniero Técnico Industrial, Licenciado en Investigación y Técnicas de Mercado y Graduado en Ingeniería D. Jose Luis Aranda Hidalgo y reúne los requisitos vigentes, por lo que autorizamos su presentación y posterior defensa pública.

Córdoba, 11 de Septiembre de 2014

Fdo.: Dr. Antonio Martín Martín

Profesor Emérito, Área de Ingeniería Química de la Universidad de Córdoba

Fdo.: Dra. María de los Ángeles Martín Santos

Profesora Titular Doctora del Departamento de Química Inorgánica e Ingeniería Química, Área de Ingeniería Química, de la Universidad de Córdoba



UNIVERSIDAD DE CÓRDOBA

FACULTAD DE CIENCIAS

Departamento de Química Inorgánica e Ingeniería

Química

Dr. Álvaro Caballero Amorós, Director del Departamento de Química Inorgánica e Ingeniería Química, de la Universidad de Córdoba,

CERTIFICA:

Que la Tesis Doctoral titulada ***“Desulfuración de los gases de combustión mediante absorción húmeda con CaCO_3 ”*** se ha realizado en el Departamento de Química Inorgánica e Ingeniería Química de la Universidad de Córdoba, y en las instalaciones de la Central Térmica de Puente Nuevo, E.ON Generación, S.L. por el Ingeniero Técnico Industrial, Licenciado en Investigación y Técnicas de Mercado y Graduado en Ingeniería D. Jose Luis Aranda Hidalgo y reúne los requisitos vigentes, por lo que autorizo su presentación y posterior defensa pública.

Córdoba, 11 de Septiembre de 2014

Fdo.: Dr. Álvaro Caballero Amorós

AGRADECIMIENTOS

Mi más profundo agradecimiento a los profesores Dra. D^a. M^a Ángeles Martín Santos y Dr. D. Antonio Martín Martín por haberme ofrecido la oportunidad de desarrollar este trabajo bajo su dirección. Puedo dar fe de la excelencia, en el desempeño de la investigación y la enseñanza de estos científicos, por lo que no hay mayor honor como estudiante que haber estado bajo su tutela. Gracias de corazón por vuestras horas de dedicación a mi trabajo, no me siento merecedor de tanto, sólo puedo decir que las he valorado y aprovechado como si de oro pulido se tratara.

Quiero dar las gracias también a mis padres y abuelos, por la educación recibida, por mostrarme el sendero de la honradez, el esfuerzo diario y la sensatez.

A mi mujer y mi hija les doy las gracias por su comprensión, asimismo les pido perdón por el tiempo robado. Espero poder compensarles con creces.

En estas líneas, quiero expresar mi reconocimiento a D. Álvaro Romero Esquinas y a los técnicos analistas del Laboratorio del Departamento de Química Inorgánica e Ingeniería Química Inmaculada Bellido Padilla y M^a Luisa López Campaña, por sus aportaciones a los resultados de la investigación.

Deseo igualmente manifestar mi gratitud a todos los compañeros de la Central Térmica de Puente Nuevo que de un modo u otro han colaborado en este trabajo.

Por último agradecer a la empresa E. ON Generación, S.L., especialmente a la Central Térmica de Puente Nuevo, Córdoba, España, instalación donde se ha desarrollado la investigación.

INDICE GENERAL

CAPÍTULO 1.- RESUMEN Y OBJETIVOS.....	1-1
CAPÍTULO 2.- INTRODUCCIÓN.....	2-1
2.1.- ANTECEDENTES.	2-1
2.2.- PROBLEMÁTICA DE LA GENERACIÓN DE ENERGÍA CON COMBUSTIBLES FÓSILES.	2-3
2.3.- ASPECTOS LEGISLATIVOS.	2-13
2.4.- ABSORCIÓN DE SO ₂ EN AGUA Y TEORÍA DE LA PELÍCULA.	2-23
2.5.- DESCRIPCIÓN PRELIMINAR DE LA DESULFURACIÓN HÚMEDA DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN.	2-26
2.6.- FUNDAMENTOS PARA EL TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES.....	2-29
2.6.1. Decantación-Sedimentación.....	2-30
2.6.2. Centrifugación.....	2-36
CAPÍTULO 3- ESTUDIO DEL ARTE.....	3-1
3.1.- MÉTODOS INDUSTRIALES DE ELIMINACIÓN DE EMISIONES DE AZUFRE EN LAS PLANTAS TERMOELÉCTRICAS DE CARBÓN.....	3-1
3.1.1. Desulfuración previa a la combustión.....	3-2
3.1.1.1. Cambio de combustible a carbón de importación con bajo contenido en azufre.	3-2
3.1.1.2. Cambio de combustible a gas natural.....	3-3
3.1.1.3. Mejora de la calidad del combustible existente por limpieza del carbón.	3-4
3.1.1.4. Mejora de la calidad del combustible mediante una reacción gas-sólido apropiada.....	3-5
3.1.2. Desulfuración posterior a la combustión	3-5
3.1.2.1.- Clasificación.	3-5
3.1.2.2. Proceso de desulfuración mediante absorción húmeda con CaCO ₃ y oxidación forzada.....	3-7
3.1.2.2.1. Descripción del proceso y de los elementos principales del sistema.....	3-8
3.1.2.2.2. Reacciones químicas del proceso	3-14
3.1.2.2.3. Factores de proceso en el diseño, operación y control.	3-17
3.1.2.2.4. Aditivos químicos para mejorar la eliminación del SO ₂	3-21
3.1.2.2.5. Ventajas e inconvenientes del sistema de desulfuración por vía húmeda de caliza con oxidación forzada.....	3-22
3.1.2.2.6. Economía del proceso.	3-25
3.1.2.3. Absorción húmeda con carbonato cálcico y oxidación inhibida.....	3-29
3.1.2.4. FGD basados en cal hidratada y mejora con magnesio.	3-31
3.1.2.5. FGD con agua de mar.....	3-33
3.1.2.6. Reactor de chorro burbujeante.	3-35
3.1.2.7. Proceso de Álcali Doble	3-37
3.1.2.8. Proceso con amoníaco.....	3-40
3.1.2.9. Secaderos por atomización con cal	3-41
3.1.2.10. Procesos de inyección de adsorbente	3-44
3.1.2.11. Tecnología de Lecho Fluido en Circulación	3-51
3.1.2.12. Proceso Húmedo Regenerable basado en Sulfito Sódico.....	3-53
3.1.2.13. Proceso húmedo regenerable basado en óxido de magnesio.	3-54
3.1.2.14. Proceso húmedo regenerable con carbonato sódico.	3-55
3.1.2.15. Proceso Regenerable Húmedo con Amina.....	3-56

3.1.2.16. Proceso regenerable seco con carbón activo.....	3-56
3.2.- JUSTIFICACIÓN DE LA DECISIÓN DE MEJOR ALTERNATIVA TECNOLÓGICA PARA EL DESULFURADOR DE LA CENTRAL TÉRMICA DE PUENTE NUEVO.	3-58
3.2.1. Criterios legales.	3-58
3.2.2. Criterios Técnicos - Económicos.	3-59
3.2.2.1. Procesos precombustión frente a postcombustión.	3-60
3.2.2.2. Tecnologías no regenerables frente a regenerables.	3-61
3.2.2.3. Tecnologías húmedas frente a secas.	3-61
3.2.2.4. Comparación entre el proceso de desulfuración mediante absorción húmeda con CaCO ₃ y oxidación forzada (LSFO) frente a otros procesos no regenerables.	3-63
CAPÍTULO 4.- MATERIALES Y MÉTODOS.....	4-1
4.1.- PLANTA DE DESULFURACIÓN DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN DE LA CENTRAL TÉRMICA DE PUENTE NUEVO.	4-1
4.1.1.- Descripción general del proceso.	4-1
4.1.2.- Componentes	4-4
4.1.2.1.- Conducción del gas de combustión a través de la torre de absorción.....	4-4
4.1.2.2.- Absorbedor.	4-5
4.1.2.3.- Sistema de recirculación y bancos de atomización.	4-8
4.1.2.4.- Sistema de inyección de aire de oxidación.....	4-10
4.1.2.5.- Sistema de enfriamiento de emergencia del absorbedor.	4-11
4.1.2.6.- Sistema de almacenamiento temporal.	4-12
4.1.2.7.- Sistema de preparación de la lechada de caliza.	4-13
4.1.2.8.- Sistema de extracción y secado de yeso.	4-16
4.1.2.9.- Sistema de tratamiento del agua residual.	4-23
4.1.2.10.- Sistema de agua de proceso.....	4-25
4.1.2.11.- Sistema de Control Distribuido	4-30
4.2.- COMBUSTIBLE Y REACTIVO.....	4-32
4.2.1.- Tipos de carbón y composición.....	4-32
4.2.2.- Características del reactivo	4-33
4.3.- MÉTODOS ANALÍTICOS.....	4-34
4.3.1.- pH.....	4-34
4.3.2.- Conductividad.....	4-34
4.3.3.- Turbidez.....	4-34
4.3.4.- Sólidos en suspensión totales, (SST)	4-35
4.3.5.- Sólidos en suspensión minerales, (SSM)	4-36
4.3.6.- Sólidos en suspensión volátiles, (SSV).....	4-36
4.3.7.- Índice Volumétrico de Lodo (IVL).....	4-36
4.3.8.- Análisis de carbonatos y bicarbonatos (CO ₃ ⁼ y HCO ⁻).....	4-36
4.3.9.- Análisis de sulfatos (SO ₄ ⁼).....	4-40
4.3.10.- Análisis de cloruros (Cl ⁻).....	4-41
4.3.11.- Análisis de cationes (Ca ⁺⁺ , Mg ⁺⁺).....	4-44
4.3.12.- Estimación cuantitativa de los compuestos originados en la combustión del carbón.....	4-45
4.3.12.1.- Humedad, cenizas y materias volátiles.	4-45
4.3.12.2.- Azufre.	4-46
4.3.12.3.- Poderes caloríficos PCS y PCI.....	4-47
4.3.12.4.- Carbono, hidrógeno y nitrógeno.....	4-48
4.3.12.5.- Oxígeno.....	4-49

CAPÍTULO 5.- RESULTADOS EXPERIMENTALES..... 5-1

5.1.- RESULTADOS EXPERIMENTALES EN EL ESTUDIO DE CONSUMOS ELÉCTRICOS Y DE REACTIVO EN EL FGD DE LA CTPN.	5-1
5.1.1.- Medida de la concentración de SO ₂ en los gases de combustión y emisión.....	5-1
5.1.2.- Influencia del caudal de lechada recirculada.	5-2
5.1.3.- Influencia del tiempo de contacto.....	5-5
5.1.4.- Influencia del pH y concentración de la lechada recirculada	5-6
5.1.5.- Efecto de la razón L/G.....	5-13
5.1.6.- Influencia simultánea de L/G, pH y tiempo de contacto.....	5-16
5.1.7.- Influencia de la potencia eléctrica consumida.....	5-17
5.1.8.- Distribución del tamaño de gota en los rociadores	5-17
5.2.- RESULTADOS EXPERIMENTALES EN EL ESTUDIO DEL CONSUMO DE AGUA EN EL FGD DE LA CTPN.	5-18
5.2.1.- Selección de puntos críticos.....	5-18
5.2.2.- Circuito de agua del anillo líquido de compresión de las bombas de vacío.	5-19
5.2.2.1.- Regulación del caudal de paso por el anillo líquido de compresión.	5-20
5.2.2.2.- Caracterización físico-química del agua del anillo líquido de compresión.	5-20
5.2.3.- Circuito de lavado y lubricación de la tela filtrante de la cinta de vacío.....	5-21
5.2.3.1.- Determinación de la velocidad de giro de la cinta de filtrado de vacío.	5-21
5.2.3.2.- Caracterización físico – química.	5-22
5.2.3.3.- Ensayo de sedimentación del agua residual.	5-24
5.2.3.4.- Ensayo de centrifugación del agua residual.	5-26

CAPÍTULO 6.- DISCUSIÓN..... 6-1

6.1.- ESTUDIO DEL SO ₂ GENERADO EN LA COMBUSTIÓN EN LA CTPN.	6-1
6.2.- ESTUDIO DE CONSUMOS ENERGÉTICOS Y DE REACTIVOS EN EL FGD DE LA CTPN.....	6-5
6.2.1. Resumen del diseño de experimentos.	6-5
6.2.2.- Influencia del caudal de líquido recirculado	6-9
6.2.3.- Influencia del tiempo de contacto.....	6-13
6.2.4.- Efecto del pH.	6-14
6.2.5.- Efecto de la relación L/G.	6-17
6.2.6.- Efecto de la modificación simultánea de la razón L/G, pH y tiempo de contacto.6-20	
6.3.- ESTUDIO DEL CONSUMO DE AGUA EN EL FGD DE LA CTPN.	6-28
6.3.1. Minimización del consumo de agua del anillo de compresión de las bombas de vacío.	6-28
6.3.1.1. Descripción del funcionamiento de la instalación.	6-28
6.3.1.2. Cuantificación del caudal de agua de cierre de la bomba.	6-32
6.3.1.3. Actuaciones en la instalación para conseguir el ahorro del consumo de agua.....	6-35
6.3.1.3.1. Regulación del caudal de agua del cierre de la bomba de vacío.	6-35
6.3.1.3.2 Reutilización del agua del cierre de la bomba de vacío.	6-36
6.3.2. Minimización del consumo de agua del lavado y lubricación de la cinta de vacío.....	6-36
6.3.2.1. Generación de agua residual en la cinta de filtrado.....	6-36
6.3.2.2. Caracterización físico-química inicial del agua residual.....	6-38
6.3.2.3. Cuantificación del caudal de agua de lavado de la tela y lubricación de la cinta.	6-41
6.3.2.4. Operaciones unitarias para el tratamiento del agua de lavado y lubricación.	6-42
6.3.2.4.1. Sedimentación.	6-43
6.3.2.4.2. Centrifugación.	6-47
6.3.2.5. Caracterización final del agua residual y definición del equipo de tratamiento.	6-51

6.4.- ANÁLISIS DE REDUCCIÓN DE COSTES.	6-55
6.4.1.- Horas de funcionamiento y precios de retribución de la energía de la Central Térmica de Puente Nuevo.	6-55
6.4.2.- Análisis de la reducción de costes asociado al consumo de reactivo.	6-56
6.4.2.1.- Ahorro de piedra caliza.	6-57
6.4.2.2.- Estudio de la reducción del consumo de agua asociada a la disminución del consumo de reactivo.	6-57
6.4.2.3.- Estudio de la reducción del consumo energético asociado a la disminución del consumo de reactivo.	6-58
6.4.2.4.- Ahorro total anual debido a la disminución del consumo de reactivo.	6-59
6.4.3.- Análisis de la reducción de costes asociado al consumo eléctrico del FGD.	6-59
6.4.4.- Estudio de la reducción de costes asociado al consumo de agua en el FGD.	6-61
6.4.4.1.- Consumo medio de agua	6-61
6.4.4.2.- Caudal potencial de ahorro en el circuito de agua de lavado y lubricación de la tela filtrante.	6-61
6.4.4.3.- Caudal potencial de ahorro en el anillo de compresión de las bombas de vacío.	6-62
6.4.4.4.- Caudal potencial de ahorro en el circuito de agua proceso.	6-62
6.4.4.5.- Análisis de la reducción de costes asociados al ahorro de agua.	6-63
6.4.4.6.- Análisis de la reducción de costes medio ambientales y sociales.	6-64
CAPÍTULO 7.- CONCLUSIONES.	7-1
CAPÍTULO 8.- NOMENCLATURA.	8-1
CAPÍTULO 9.- BIBLIOGRAFÍA.	9-1
ANEXO I.- DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS RELEVANTES.	I-1
I.1.- VENTILADOR DE REFUERZO DE GASES AL DESULFURADOR (BOOSTER FAN), CONDUCTOS Y GASES.	I-1
I.2.- TORRE DE ABSORCIÓN.	I-6
I.3.- BOMBAS DE RECIRCULACIÓN.	I-9
I.4.- BANCOS DE ATOMIZACIÓN.	I-13
I.5.- TANQUE DE PREPARACIÓN DE CALIZA.	I-17
I.6.- BOMBA DE APORTACIÓN DE LECHADA DE CALIZA FRESCA.	I-18
I.7.- TRANSMISOR DE CAUDAL DE LECHADA DE CALIZA FRESCA.	I-22
I.8.- TRANSMISOR DE DENSIDAD DE LECHADA DE CALIZA FRESCA.	I-24
I.9.- TRANSMISOR DE PH DEL ABSORBEDOR.	I-25
I.10.- TRANSMISOR DE SO ₂ SALIDA DE GASES DEL ABSORBEDOR.	I-25
I.11.- TRANSMISOR DE SO ₂ ENTRADA DE GASES DEL ABSORBEDOR.	I-26
I.12.- VÁLVULA DE CONTROL DE APORTACIÓN DE LECHADA FRESCA AL ABSORBEDOR.	I-28
I.13.- EQUIPOS DEL SISTEMA DE MOLIENDA DE CALIZA.	I-32
I.13.1.- Molino de bolas húmedo.	I-32
I.13.2.- Cinta de balanza.	I-32
I.14.- EQUIPOS DE EXTRACCIÓN, GESTIÓN Y SECADO DEL SUBPRODUCTO (YESO).	I-35
I.15.- SOPLANTE DE OXIDACIÓN.	I-38
I.16.- EQUIPOS DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL.	I-41
I.17.- EQUIPOS DEL SISTEMA DE AGUA DE PROCESO.	I-42
ANEXO II. HERRAMIENTA MATHCAD PARA CÁLCULOS DEL BALANCE DE MATERIA.	I-44

INDICE DE FIGURAS

Figura 2.2.1. Central Termoeléctrica convencional de Carbón con los principales equipos de reducción de emisiones de agentes contaminantes: NO _x , SO ₂ y partículas.....	2-4
Figura 2.2.2. Evolución del índice de emisiones totales de gases de efecto invernadero de España. Fuente: AEMA, MAGRAMA (2013)	2-6
Figura 2.2.3. Chimeneas	2-7
Figura 2.2.4. Evolución en España de las emisiones de partículas. Fuente: MAGRAMA (2013)	2-8
Figura 2.2.5. Evolución en España de las emisiones de gases acidificantes y eutrofizantes. Fuente: MAGRAMA (2013).....	2-13
Figura 2.3.1. Valores límite de emisión de dióxido de azufre (SO ₂). Fuente: Anexo III apartado A del R.D. 430/2004.....	2-19
Figura 2.5.1. Diagrama de flujo simplificado de un Wet FGD. Fuente: Blythe, 1997.	2-27
Figura 2.6.1.1. Clasificación de los diversos tipos de sedimentación	2-30
Figura 3.1.1. Métodos industriales de eliminación de azufre en las plantas termoeléctricas de carbón fósil. Fuente: Elaboración propia y Srivastava R. et al. (2001).	3-1
Figura 3.1.1.3.1. Celda de Jameson. Fuente: www.jamesoncell.com	3-4
Figura 3.1.2.1.1. Tecnologías de desulfuración de los gases de combustión (FGD). Fuente: Srivastava R et al. (2001).	3-7
Figura 3.1.2.2.1. Esquema básico de situación de los elementos de descontaminación en una Central Termoeléctrica de Carbón con planta desulfuradora de absorción húmeda con oxidación forzada. Fuente: Johnson B (2010).	3-8
Figura 3.1.2.2.1.1. Diagrama de flujo de un proceso de absorción húmeda con CaCO ₃ y oxidación forzada. Fuente: Kohl et al. (1997).	3-9
Figura 3.1.2.2.1.2. Absorbedor. Fuente: Babcock Power Inc. (2011)	3-11
Figura 3.1.2.2.1.3. Absorbedor. Fuente: Licata T. (2007).	3-12
Figura 3.1.2.2.1.4. Sistema de preparación del reactivo. Fuente: Gansley R. (2007).	3-13
Figura 3.1.2.2.1.5. Sistema de secado de yeso por filtración por vacío. Fuente: Gansley R. (2007).	3-14
Figura 3.1.2.2.2.1. Reacciones químicas en los procesos de desulfuración húmeda de los gases de combustión con carbonato cálcico y oxidación forzada. Fuente: Kill S. et al. (1998).....	3-15
Figura 3.1.2.2.2.2. Curvas típicas de equilibrio. Fuente Kohl et al. (1997).	3-16
Figura 3.1.2.2.3.1. Lazos principales de control en el absorbedor. Fuente Gansley (2008).	3-21
Figura 3.1.2.2.5.1.: Comparación de la eficiencia de eliminación del dióxido de azufre como función de la concentración del ion cloruro en la suspensión para tres compuestos de cloro, en tecnologías basadas en caliza, con oxidación natural o forzada. Fuente: Kohl et al. (1997).....	3-24
Figura 3.1.2.2.6.1. Estimación de costes nivelados de la tecnología de desulfuración por absorción húmeda con CaCO ₃ y oxidación forzada en función de la potencia eléctrica de la central térmica y del contenido de azufre en el carbón utilizado como combustible. Fuente: Nolan (2000)	3-27
Figura 3.1.2.4.1. Absorción de SO ₂ en un proceso MEL. Fuente: Benson et al. (2001).	3-32
Figura 3.1.2.4.2. Proceso MEL. Fuente: Benson L et al. (2001).....	3-33
Figura 3.1.2.5.1. Proceso Seawater. Fuente: Kohl et al. (1997).	3-34
Figura 3.1.2.6.1. Esquema del reactor de chorro burbujeante. Fuente: The U.S. Department of Energy and Pure Air (1999).	3-36
Figura 3.1.2.6.2. Detalle del tubo rociador de gas del reactor de chorro burbujeante JBR. Fuente: The U.S. Department of Energy and Pure Air.....	3-36

Figura 3.1.2.7.1. Proceso Álcali Doble. Fuente: VanNess R P et al.,1983	3-38
Figura 3.1.2.8.1 Ammonia Based FGD. Fuente: Walh (2008).	3-41
Figura 3.1.2.9.1. Diagrama de flujo de un secadero por atomización. Fuente: Proyecto Resox (1995).	3-42
Figura 3.1.2.10.1. Inyección de absorbente en el hogar de caldera. Fuente: Miller (2011).	3-46
Figura 3.1.2.10.2. Proceso de inyección de absorbente en el hogar de caldera con humidificación posterior (LIFAC). Fuente: National Energy Laboratory of USA.	3-47
Figura 3.1.2.10.3. Inyección de absorbente en el economizador de caldera. Fuente: Miller (2011).	3-48
Figura 3.1.2.10.4. Inyección de adsorbente en conducto. Fuente: Miller (2011).	3-49
Figura 3.1.2.10.5. Proceso de inyección de adsorbente con humidificación posterior HSI. Fuente: Srivastava (2001).	3-50
Figura 3.1.2.11.1. Depurador seco de Lecho Fluido en Circulación. Fuente: Srivastava et al. (2000)	3-52
Figura 3.1.2.12.1. The Wellman – Lord Process. Fuente: Miller (2011).	3-53
Figura 3.1.2.13.1. Proceso regenerativo basado en Óxido de Magnesio. Fuente: Miller (2011).	3-55
Figura 3.2.2.4.1. Comparación entre el JBR y el absorbedor de un LSFO. Fuente: Mogens Rübner-Petersen	3-65
Figura 4.1.1.1.1. Diagrama de flujo general de la Planta Desulfuradora de la Central Térmica de Puente Nuevo (Espiel, Córdoba, España).	4-3
Figura 4.1.2.1.1. Diagrama de flujo del circuito aire – gases del desulfurador de la Central Térmica de Puente Nuevo. Fuente: Sistema de control distribuido de la CTPN.....	4-5
Figura 4.1.2.2.1: Vista en 3D de los elementos de absorción de la Central Térmica de Puente Nuevo.	4-8
Figura 4.1.2.3.1. Diagrama de flujo del circuito de recirculación de lechada reciclada del desulfurador de la Central Térmica de Puente Nuevo. Fuente: Sistema de control distribuido de la CTPN.....	4-10
Figura 4.1.2.4.1. Diagrama del sistema de inyección aire de oxidación.	4-11
Figura 4.1.2.5.1. Sistema de refrigeración de emergencia, e inyección de aditivos	4-12
Figura 4.1.2.6.1. Sistema de recuperación temporal.	4-13
Figura 4.1.2.7.1. Vista en 3D del sistema de molienda de la Central Térmica de Puente Nuevo.	4-15
Figura 4.1.2.7.2. Diagrama de flujo del circuito de molienda del desulfurador de la Central Térmica de Puente Nuevo. Fuente: Sistema de control distribuido de la CTPN.....	4-15
Figura 4.1.2.7.3. Diagrama de flujo del anillo de lechada fresca de caliza	4-16
Figura 4.1.2.8.1. Detalle del circuito de caliza y extracción de yeso.....	4-19
Figura 4.1.2.8.2. Diagrama de flujo del sistema de gestión del rebose (overflow) del primer hidrociclón	4-20
Figura 4.1.2.8.3. Sistema de gestión del fluido denso (underflow) del hidrociclón primario.....	4-20
Figura 4.1.2.8.4. Detalle del tanque de recuperación y suspensión.	4-21
Figura 4.1.2.8.5. Detalle del circuito de filtrado.....	4-21
Figura 4.1.2.8.6. Detalle de la bomba de vacío.	4-22
Figura 4.1.2.8.7. Vista en 3D del sistema de secado de yeso de la Central Térmica de Puente Nuevo.	4-22
Figura 4.1.2.9.1. Detalle del diagrama de la W.W.T.P.....	4-24
Figura 4.1.2.9.2. Detalle del diagrama de dosificación química W.W.T.P.	4-24

Figura 4.1.2.10.1. Detalle del sistema de agua de proceso.....	4-25
Figura 4.1.2.10.2. Detalle del circuito lavador del eliminador de brumas del Absorbedor.	4-26
Figura 4.1.2.10.3. Detalle de los sistemas de drenaje.....	4-28
Figura 4.1.2.11.1. Sistema de Control Distribuido de la Central Térmica de Puente Nuevo. Hardware.....	4-31
Figura 4.1.2.11.2. Sistema de Control Distribuido de la Central Térmica de Puente Nuevo. Software.....	4-31
Figura 4.3.8.1. Representación de las diferentes especies en función del pH.	4-37
Figura 4.3.12.1.1. Analizador termogravimétrico marca LECO modelo TGA 701 de la Central Térmica de Puente Nuevo.....	4-46
Figura 4.3.12.2.1. Equipo de análisis de azufre marca LECO modelo S632. Central Térmica de Puente Nuevo.....	4-47
Figura 4.3.12.3.1. Bomba calorimétrica Parr 6300 Calorimeter de la Central Térmica de Puente Nuevo.....	4-48
Figura 4.3.12.4.1. Equipo de análisis CHN 1000 de LECO de la Central Térmica de Puente Nuevo.....	4-49
Figura 5.2.2.1. Puntos de toma de datos para el estudio del consumo de agua del anillo líquido de compresión de las bombas de vacío.	5-19
Figura 5.2.3.1. Puntos de toma de datos para el estudio del circuito de lavado y lubricación de la tela filtrante de las cintas de vacío.....	5-21
Figuras 6.1.1 A y B: Comparación entre los valores teóricos (calculados por balances de materia) y reales (medidos con un transmisor calibrado) de la concentración de SO ₂ a la entrada del absorbedor y estado actual del funcionamiento de la planta.	6-4
Figura 6.2.1.1. Puntos de medida para el estudio de consumos energéticos y de reactivo	6-6
Figura 6.2.2.1 A. Influencia de la elevación del caudal de líquido sobre la concentración de emisión de SO ₂ y el consumo eléctrico.....	6-11
Figura 6.2.2.1 B. Influencia de la disminución del caudal de líquido sobre la concentración de emisión de SO ₂ y el consumo eléctrico.	6-11
Figura. 6.2.3.1. Influencia de la elevación del tiempo de contacto líquido-gas sobre la concentración de emisión de SO ₂ y el consumo eléctrico.	6-14
Figuras 6.2.4.1 A y B: Efecto del consumo de reactivo sobre el pH.	6-16
Figura 6.2.5.1. Evolución del caudal de gases de combustión y rendimiento de la planta desulfuradora con la potencia eléctrica generada por la C. T. Puente Nuevo para un pH y caudal de lechada de caliza constante.	6-19
Figura 6.2.6.1. Conjunto de experimentos 7. Influencia sobre la eficacia de desulfuración del caudal L y tiempo de contacto a distintos valores de pH.	6-22
Figura 6.2.6.2. Distribución acumulada del tamaño de gota de los rociadores de lechada de caliza	6-24
Figura. 6.2.6.3. “Escalera de costes de operación en la desulfuración de los gases de combustión de la Central Térmica de Puente Nuevo”.....	6-25
Figura. 6.2.6.4. Eficacia de desulfuración en función del pH con el mismo L y distinto G.	6-26
Figura. 6.3.1.1.1.: Elementos de la bomba de vacío (Documentación Técnica TECNPLANT)..	6-31
Figura 6.3.1.1.2. Gráficas comparativas de las características químicas relevantes en el agua de cierre de la bomba y agua de proceso.....	6-32
Figura 6.3.1.2.1. Detalle de los puntos de determinación del caudal.	6-34
Figura 6.3.2.2.1.a.: Gráficas comparativas de las características físico-químicas del agua residual procedente del lavado de la tela y lubricación de la cinta a distintas velocidades de giro.....	6-38

Figura 6.3.2.2.1.b.: Gráficas comparativas de las características físico-químicas del agua residual procedente del lavado de la tela y lubricación de la cinta a distintas velocidades de giro.....	6-39
Figura 6.3.2.2.1.c.: Gráficas comparativas de las características físico-químicas del agua residual procedente del lavado de la tela y lubricación de la cinta a distintas velocidades de giro.....	6-40
Figura 6.3.2.4.1.1.: Evolución de la Turbidez vs Tiempo de decantación. Agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la máxima velocidad de operación (4 r.p.m.).....	6-44
Figura 6.3.2.4.1.2.: Evolución del porcentaje de clarificación con el tiempo de sedimentación . 30% de la altura de sedimentación.....	6-45
Figura 6.3.2.4.1.3.: Evolución del porcentaje de clarificación con el tiempo de sedimentación . Superficie.....	6-46
Figura 6.3.2.4.1.4.: Gráfica Interfase de compactación vs Tiempo.....	6-47
Figura 6.3.2.4.2.1. Evolución de la Turbidez vs Tiempo a distintas velocidades de centrifugación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la mínima velocidad de operación (2 r.p.m.).....	6-48
Figura 6.3.2.4.2.2. Evolución del porcentaje de clarificación vs Tiempo. del agua residual de lavado y lubricación de la cinta. Velocidad de centrifugación 2.000 r.p.m.....	6-49
Figura 6.3.2.4.2.3. Evolución del porcentaje de clarificación vs Tiempo. del agua residual de lavado y lubricación de la cinta. Velocidad de centrifugación 4.000 r.p.m.....	6-49
Figura 6.3.2.4.2.4. Evolución del porcentaje de clarificación vs Tiempo. del agua residual de lavado y lubricación de la cinta. Velocidad de centrifugación 7.000 r.p.m.....	6-50
Figura 6.3.2.5.1. Gráficas comparativas de las características físico-químicas finales del agua residual, tras el tratamiento y el agua de proceso.	6-54
Figura I.1 A y B: Curvas del ventilador de refuerzo de gases al desulfurador (Booster Fan).	I-4
Figura I.3: Vista 3D Bomba de recirculación.	I-11
Figura I.4: Bomba de recirculación.	I-12
Figura I.5: Fotografía de una bomba de recirculación de la Central Térmica de Puente Nuevo	I-12
Figura I.6: Sistema de recirculación.	I-14
Figura I.7: Banco de atomización.	I-15
Figura I.8: Colector de atomizadores.....	I-15
Figura I.9: Modelos de atomizadores.	I-16
Figura I.10: Bomba de aportación de lechada fresca de caliza	I-20
Figura I.11: Curva característica de la bomba de aportación de lechada fresca de caliza.....	I-21
Figura I.12: Analizador de gases.	I-27
Figura I.13: Curva característica de la válvula de aportación de lechada fresca de caliza.....	I-30
Figura I.14: Internos de la válvula de aportación de lechada fresca de caliza.....	I-30
Figura I.15: Partes de la válvula de aportación de lechada fresca de caliza.	I-31
Figura I.16: Molino de bolas de molienda húmeda.	I-32
Figura I.17: Cinta de balanza de la Central Térmica de Puente Nuevo.....	I-33
Figura I.18: Curva característica de la cinta de balanza.....	I-34
Figura I.19: Cinta de secado de yeso	I-38
Figura I.20: Compresor de aire de oxidación.....	I-39

INDICE DE TABLAS

Tabla 2.3.1. Objetivo de reducción de emisiones globales para grandes industrias de combustión según la Directiva 88/609/CEE.....	2-13
Tabla 2.3.2. Topes y objetivos de reducción de emisiones SO ₂ para las instalaciones existentes.	2-18
Tabla 2.3.3: Dato base de la Central Térmica de Puente Nuevo en el año 2000.	2-20
Tabla 2.3.4.: Valores Límite de Emisión y cálculo de burbujas de emisión para la Central Térmica de Puente Nuevo.	2-20
Tabla 2.3.5.. Subvenciones a la CTPN por Restricciones por Garantías de Suministro.....	2-22
Tabla 3.1.2.2.2.1. Valores típicos de los productos de solubilidad	3-17
Tabla 3.1.2.2.5.1. Problemas en los FGD y causas potenciales	3-25
Tabla 3.1.2.2.6.1. Costes de capital de una instalación con un proceso de desulfuración mediante absorción húmeda con CaCO ₃ y oxidación forzada.	3-26
Tabla 3.1.2.2.6.2. Pérdidas de presión estimadas en los LSFO o Wet FGD	3-28
Tabla 3.1.2.2.6.3. Consumos eléctricos por subsistemas en los LSFO o Wet FGD.....	3-29
Tabla 3.1.2.6.1. Rendimiento del reactor de chorro burbujeante JBR.	3-37
Tabla 3.1.2.11.1. Ventajas e inconvenientes de los CFB's	3-52
Tabla 3.2.2.2.1. Comparación entre tecnologías no regenerables frente a regenerables.	3-61
Tabla 3.2.2.3.1. Comparación entre tecnologías húmedas frente a secas	3-63
Tabla 3.2.2.4.1. Comparación entre tecnologías basadas en caliza frente a las basadas en amoníaco	3-64
Tabla 4.1.2.1. Características de las bombas centrífugas de recirculación	4-9
Tabla 4.2.1.1. Características del carbón autóctono consumido en la C. T. Puente Nuevo en 2012	4-32
Tabla 4.2.1.2. Mezclas de carbón utilizadas en la CTPN	4-33
Tabla 4.2.2.1. Características de la caliza utilizada en la CTPN	4-33
Tabla 4.2.2.2. Características de la lechada de caliza utilizada en la CTPN.....	4-33
Tabla 5.2.2.1.1. Determinación de caudales de la bombas de anillo líquido	5-20
Tabla 5.2.2.2.1: Caracterización del agua de proceso a la entrada y salida del anillo líquido de compresión	5-20
Tabla 5.2.3.1.1: Velocidades de la cinta de vacío	5-22
Tabla 5.2.3.2.1: Caracterización físico-química del agua limpia antes del lavado de la tela.....	5-22
Tabla 5.2.2.2.2: Caracterización físico-química del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la mínima velocidad de operación (2 r.p.m.).	5-23

Tabla 5.2.2.2.3.: Caracterización físico-química del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la velocidad normal de operación (3 r.p.m.)	5-23
Tabla 5.2.2.2.4.: Caracterización físico-química del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la máxima velocidad de operación	5-24
(4 r.p.m.)	5-24
Tabla 5.2.3.3.1. 1 ^{er} análisis de sedimentación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la mínima velocidad de operación (2 r.p.m.)	5-24
Tabla 5.2.3.3.2: 2 ^o análisis de sedimentación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la mínima velocidad de operación (2 r.p.m.).....	5-25
Tabla 5.2.3.3.3: 1 ^{er} análisis de sedimentación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la velocidad normal de operación (3 r.p.m.)	5-25
Tabla 5.2.3.3.4: 2 ^o análisis de sedimentación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la velocidad normal de operación (3 r.p.m.).....	5-25
Tabla 5.2.3.3.5: 1 ^{er} análisis de sedimentación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la máxima velocidad de operación (4 r.p.m.)	5-26
Tabla 5.2.3.3.6: 2 ^o análisis de sedimentación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la máxima velocidad de operación (4 r.p.m.)	5-26
Tabla 5.2.3.4.1: Análisis de centrifugación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la mínima velocidad de operación (2 r.p.m.), respecto a la vel. de centrifugación.....	5-27
Tabla 5.2.3.4.2: Análisis de centrifugación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la velocidad normal de operación (3 r.p.m.), respecto a la vel. de centrifugación.	5-27
Tabla 5.2.3.4.3.: Análisis de centrifugación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la máxima velocidad de operación (4 r.p.m.), respecto a la vel. de centrifugación.....	5-28
Tabla 6.1.1. Valores Límite de Emisión y cálculo de burbujas de emisión para la Central Térmica de Puente Nuevo	6-1
Tabla 6.1.2: Variables de entrada utilizadas en la resolución del balance de materia.....	6-2
Tabla 6.1.3: Resultados en caudales máxicos horarios.....	6-3
Tabla 6.2.1.1. Diseño de experimentos para el estudio de consumos eléctricos y de reactivo ..	6-7
Tabla 6.2.2.1. Estudio de la influencia de la modificación del caudal de líquido sobre la concentración de emisión de SO ₂ y el consumo eléctrico.	6-12
Tabla 6.2.3.1. Resultados para el estudio de la influencia de la elevación del tiempo de contacto líquido-gas sobre la concentración de emisión de SO ₂ y el consumo eléctrico.	6-13
Tabla 6.2.4.1. Influencia del pH sobre la absorción de SO ₂	6-15
Tabla 6.2.5.1. Resultados para el estudio de la influencia de la relación L/G.....	6-19
Tabla 6.2.6.1. Combinaciones de las diferentes bombas de recirculación / niveles de atomización	6-21
Tabla 6.3.1.2.1. Estadillo de la medición del caudal de agua de cierre de la bomba.	6-33
Tabla 6.3.1.3.1. Características de operación de la bomba de vacío ALBV75/2000.	6-35
Tabla 6.3.2.3.1. Medición del caudal de agua de lavado de la tela y lubricación de la cinta.	6-41
Tabla 6.3.2.4.1.1. Turbidez inicial de las aguas de lavado.	6-44
Tabla 6.3.2.5.1. Caracterización físico-química final del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la mínima velocidad de operación (2 r.p.m.), tras el tratamiento.	6-52

Tabla 6.3.2.5.2. Caracterización físico-química final del agua residual de lavado y	6-52
lubricación de la cinta a la velocidad normal de operación (3 r.p.m.), tras el tratamiento.....	6-52
Tabla 6.3.2.5.3. Caracterización físico-química final del agua residual de lavado y	6-53
lubricación de la cinta a la máxima velocidad de operación (4 r.p.m.), tras el tratamiento..	6-53
Tabla 6.4.2.1. Valores para el estudio de reducción de costes asociado al reactivo	6-57
Tabla 6.4.3.1. Costes energéticos de las distintas combinaciones de bombas (diagonales de la Escalera de Costes)	6-61
Tabla I.1: Datos técnicos del ventilador Booster.....	I-1
Tabla I.2: Condiciones de funcionamiento del ventilador booster.....	I-2
Tabla I.3: Características de la torre de absorción	I-7
Tabla I.4: leyenda plano torre de absorción.....	I-7
Tabla I.5: Características de las bombas de recirculación.....	I-9
Tabla I.6: Tanque de preparación de caliza.....	I-17
Tabla I.7: Bomba de aportación de lechada fresca de caliza	I-18
Tabla I.8: Leyenda analizador de gas.....	I-27
Tabla I.9. Condiciones de servicio de la válvula de aportación de lechada fresca de caliza	I-28
Tabla I.10. Soplante de oxidación. Partes principales	I-38
Tabla I.11. Soplante de oxidación. Especificaciones técnicas de los componentes principales.	I-39

1.- RESUMEN Y OBJETIVOS

La gran demanda energética de la sociedad del bienestar y la necesidad estratégica de diversificar las fuentes de energía, hace necesaria que una parte importante de ella deba cubrirse con la producida en centrales que utilizan carbón como combustible. La combustión del carbón genera gases con elementos contaminantes que en su mayor parte son emitidos a la atmósfera, entre ellos el dióxido de azufre. Según la legislación vigente para grandes instalaciones de combustión (GIC), el valor límite de emisión para este compuesto debe ser inferior a $400 \text{ mg SO}_2/\text{Nm}^3$ (Orden Pre/77/2008, de 17 de enero).

Para poder lograr los objetivos en las emisiones de los contaminantes SO_2 , NO_x y partículas, en la Central Térmica de Puente Nuevo (330 MW), fue necesaria la implementación de un sistema de eliminación de SO_2 , minimización de la formación de NO_x de origen térmico y una mejora sobre la eliminación de partículas.

En este sentido, de entre todas las medidas de ambientalización de sus instalaciones, en este trabajo se estudia la desulfuración de los gases de combustión. Para la reducción de emisiones de SO_2 el proceso seleccionado fue el de absorción húmeda con CaCO_3 , dado su gran conocimiento a escala industrial. El escaso periodo de funcionamiento de esta planta desulfuradora, cuya puesta en marcha finalizó en 2010, hace que sea necesario un estudio profundo de la misma para su optimización haciendo, de este punto el objetivo global de este estudio.

La experimentación se ha realizado a escala real, durante la explotación comercial, buscando como objetivos parciales la optimización de los consumos energéticos, de reactivo y de agua asociados al proceso de desulfuración, todo ello desde la perspectiva del cumplimiento del valor límite de emisión actual establecido por el Plan Nacional de Reducción de Emisiones de la Grandes Instalaciones de Combustión y de su posible endurecimiento futuro.

Se han evaluado las distintas variables que afectan al proceso de eliminación de SO_2 mediante absorción química con suspensiones de CaCO_3 incluyendo en el estudio las variables: pH, caudal de líquido absorbente, caudal de gases de combustión, tiempo de residencia en el absorbedor, consumo energético y consumo de agua asociado al proceso.

Se ha desarrollado una nueva herramienta que denominamos "escalera de costes" que se puede utilizar como protocolo de funcionamiento para seleccionar el modo de operación, en términos de consumo de reactivo versus energía, y ello cumpliendo los límites de emisión de SO₂ y las especificaciones establecidas por la ingeniería para el equipo.

Adicionalmente, en cuanto al consumo de agua, se han propuesto soluciones para minimizar su utilización, reutilizando la misma siempre que sea posible. Para ello se han evaluado los posibles puntos del circuito de agua sobre los que es posible actuar; reduciéndose a la bomba de vacío del circuito de filtración del yeso formado en el absorbedor y al agua de lavado de la cinta de filtrado de la suspensión procedente del absorbedor.

Un factor a tener en cuenta es que, actualmente, el uso de agua está generando situaciones de operación negativas, ocasionadas por un exceso de fluido en el absorbedor, ya que opera en condiciones diferentes para las que el sistema de desulfuración fue diseñado.

Se ha estudiado un posible tratamiento de eliminación de la materia particulada del agua de lavado de la cinta, mediante decantación o centrifugación, determinando qué tratamiento es más conveniente, teniendo en cuenta el mantenimiento y la operación.

Por último, sobre un caso supuesto de operación del desulfurador y regulación-reutilización del agua de cierre de la bomba de anillo líquido, se ha cuantificado el ahorro económico potencial e hipotético beneficio ambiental.

CAPÍTULO 2.- INTRODUCCIÓN

2.1.- Antecedentes.

Las grandes instalaciones de combustión de carbón y otros combustibles fósiles deben operar de forma que las emisiones de los diversos contaminantes se encuentren dentro de los valores límites de concentración marcados por la legislación imperante. En este sentido, y centrándose en la eliminación del SO_2 , las tecnologías de desulfuración de gases de combustión que han tenido éxito comercial se han encuadrado dentro de dos grandes bloques, a saber: procesos no regenerativos y regenerativos, siendo los primeros los más extendidos a nivel mundial (Srivastava, 2001). En las plantas no regenerativas, el reactivo utilizado para retener por absorción el SO_2 , fundamentalmente suspensiones acuosas de caliza por su bajo coste, se consume y se elimina. El inconveniente principal de estas plantas es que llevan asociado la manipulación y gestión de grandes volúmenes de lodos residuales, aunque en alguna de estas tecnologías se obtienen subproductos reutilizables que reducen el coste de explotación. Por otro lado, en los procesos regenerativos, se recupera el reactivo después de eliminar el SO_2 , generalmente por vía térmica, y se procede a la elaboración de subproductos; sin embargo, se eleva la complejidad tecnológica del diseño y el coste del absorbente utilizado.

Dado que la tecnología dominante, en las últimas décadas y a escala industrial, es la absorción con lechada de caliza (Srivastava, 2001), se han desarrollado diferentes tipos de absorbedores: atomizadores, columnas de relleno y, columnas de burbujeo (Takeshita, 1993). El más empleado es el de atomización, con rociadores que distribuyen el líquido a distintos niveles. En estos sistemas es muy importante el tamaño de la gota resultante de la pulverización de la lechada de caliza ya que la solubilización de SO_2 se produce a través de la superficie de la gota (Neveux, 2011; Villanueva, 2008). Algunos autores como Gage (1989) ya utilizaron simulaciones para evaluar el comportamiento de este tipo de sistemas donde las variables son caudal de gas, tamaño del absorbedor, velocidad de la lechada y concentración de sólidos (Kiil, 1998). También se han realizado estudios en plantas pilotos que evalúan el efecto de las variables mencionadas, así como el uso de distintos tipos de calizas, en el rendimiento de desulfuración (Gutierrez, 2006).

Otros estudios empíricos, utilizados como herramienta de diseño, han basado sus conclusiones en experimentación a escala de laboratorio o como mucho a escala planta piloto (Olausson, 1993; Gerbec, 1995). El detalle de los modelos puede incluso llegar a incluir todas las etapas del proceso de absorción y eliminación del SO_2 , concluyendo que la velocidad de absorción está

controlada por la transferencia de materia (Brogeren and Karlsson, 1997). El mayor problema de dichos modelos de predicción es que no están contrastados con datos experimentales a escala real.

El punto en el que la mayoría de los autores coinciden es en las variables que más influencia tienen sobre el proceso: tiempo de contacto, caudal y concentración de la lechada de caliza, pH en el absorbedor, caudal y velocidad del gas. Otras variables, como la temperatura, comparativamente, no muestran una gran influencia en el rango en el cual transcurre el proceso, generalmente 313-333K (Zhao J, 2007). La limitación de operar a temperaturas bajas radica en la necesidad de enfriar los gases para incrementar la absorción del SO₂ y recalentar los mismos tras la desulfuración para evitar que se alcance el punto de rocío antes de ser evacuados a la atmósfera (Soren, 1998).

Por otro lado, el Consejo de Ministros del Gobierno Español aprobó en febrero de 2010 el Real Decreto por el que se estableció el Procedimiento de Resolución de Restricciones por Garantía de Suministro (R. D. 134/2010), conocido como el "Real Decreto del Carbón", que prima a las centrales que utilizaran como combustible carbón autóctono español dentro del Plan Nacional de Reserva Estratégica de Carbón 2006-2012. Además, dentro del 'Marco de Actuación para la Minería del Carbón y las comarcas Mineras para el periodo 2013-2018', se garantiza una contribución mínima de este mineral a la generación eléctrica del 7,5%. Dichas centrales con producción subvencionada deberían mantener sus emisiones dentro de los valores límites de emisiones individuales marcados por el Plan Nacional de Reducción de Emisiones de las Grandes Instalaciones de Combustión, PNRE-GIC en adelante, (Orden Pre/77/2008) y así adaptarse a las Directivas Europeas (Directiva 2001/80/CE) y las tendencias regulatorias de los países desarrollados (Miller B , 2011). Dentro de este marco normativo se encuentra la Central Térmica de Puente Nuevo (Córdoba, Andalucía, España) con una potencia térmica de 976 MWth y una potencia eléctrica de 330 MW, donde se ha llevado a cabo la experimentación a escala real y durante su explotación comercial.

Estas instalaciones utilizan carbón nacional proveniente de las cuencas del Alto Guadiato y de las minas de Puertollano. Para adaptarse al PNRE-GIC la Central fue ambientalizada, instalando quemadores con tecnología de baja generación de óxidos de nitrógeno, reestructurando el precipitador electrostático e incorporando, llave en mano, a la Central una planta de desulfuración de gases de combustión con tecnología no regenerativa mediante absorción con lechada de caliza con atomizadores, finalizando la puesta en marcha en 2010. Así las reformas introducidas en la planta justifican la necesidad de optimización, sobre todo en el consumo energético, y la

creación de protocolos de funcionamiento, basados en resultados experimentales.

2.2.- Problemática de la generación de energía con combustibles fósiles.

El bienestar de la sociedad supone un elevado consumo de energía, que es imposible abastecerlo en su totalidad, sin dañar, en parte, el medioambiente.

La investigación y desarrollo de las energías renovables está permitiendo que estos procesos vayan aumentando cuotas de abastecimiento de la demanda mundial de energía, pero aun parece una utopía sustituir a las clásicas tecnologías de producción de energía a gran escala; por lo tanto es recomendable que se sigan realizando esfuerzos paralelos de I+D+I en el desarrollo de tecnologías que permitan reducir las emisiones contaminantes de las centrales eléctricas tradicionales.

Téngase en cuenta que el carbón supone el 30% del consumo de energía primaria total en el mundo (BP Statistical Review, 2012), sustentando gran parte de la actividad económica global, y que de este combustible dependen muchas de las principales economías mundiales. El carbón tiene las siguientes ventajas: hay diversas fuentes de suministro y es menos susceptible a la volatilidad de los precios que el petróleo o el gas natural. Es por esto que el carbón puede jugar un papel importante en la seguridad energética; por lo tanto está justificado invertir en estudiar las tecnologías de reducción de emisiones de este combustible fósil, como se puede apreciar en la recreación virtual de una planta energética que utiliza carbón (Figura 2.2.1.).



Figura 2.2.1. Central Termoeléctrica convencional de Carbón con los principales equipos de reducción de emisiones de agentes contaminantes: NO_x, SO₂ y partículas.

Seguidamente se exponen los principales agentes contaminantes emitidos por las centrales termoeléctricas de carbón fósil, resumiendo sus fuentes, formación, control y efectos sobre el entorno:

Monóxido de carbono

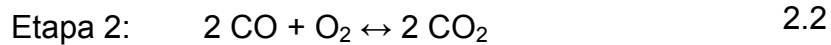
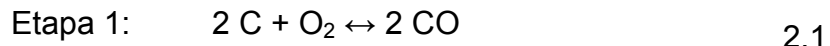
Es el contaminante más abundante en la atmósfera y ampliamente distribuido en términos de masa (Orozco C et al., 2004); es muy poco soluble en el agua, siendo un gas incoloro, insípido, inodoro y muy tóxico.

Más del 90% del CO encontrado en la atmósfera proviene de fuentes naturales. Del 10% restante, emitido por fuentes antropogénicas, el transporte es el mayor productor, seguido de las plantas de combustión y el tratamiento de residuos.

Los principales procesos químicos en los que se forman monóxido de carbono son:

- *Combustión incompleta de compuestos con contenidos de carbono:*

La reacción de combustión de estos compuestos tiene dos etapas, la formación del monóxido de carbono como producto intermedio en primer lugar, y la reacción hasta dióxido de carbono en segundo lugar:



siendo la velocidad de la primera etapa diez veces superior a la de la segunda.

- *Reacción entre el dióxido de carbono formado en la combustión y el carbono del combustible aun inquemado:*



Esta reacción tiene importancia a temperaturas elevadas como es el caso de las calderas de las centrales térmicas.

- *Disociación del dióxido de carbono a altas temperaturas:*



A altas temperaturas se desprende monóxido de carbono aunque las condiciones para la combustión completa sean aceptables, debido a que la constante de equilibrio del proceso de descomposición de dióxido de carbono aumenta con la temperatura.

Una vez incorporado a la atmósfera el CO evoluciona a CO₂ principalmente por la existencia de los radicales hidroxilos procedentes de la descomposición fotoquímica del ozono y posterior reacción del oxígeno atómico liberado con vapor de agua.

El efecto más importante del CO es el originado sobre aquellos animales que tienen sistemas respiratorios en los que la hemoglobina actúa como agente transportador de oxígeno, reduciendo la capacidad de transporte de éste en el organismo.

Dióxido de carbono

Es un gas que se produce en la combustión cuando ésta es rica en oxígeno.



El 75% de las emisiones globales de CO₂ antrópicas procede de la combustión de los combustibles fósiles siendo el carbón y el petróleo las mayores fuentes. La previsión para el año 2030 indica una mayor participación de las emisiones de la combustión de petróleo con respecto al carbón, un 37% frente a un 33% de las emisiones globales de CO₂, siendo de un 30% las derivadas de la combustión de gas natural. Dichas emisiones globales de CO₂ derivadas del

uso de combustibles fósiles se incrementaron más de un 70% desde el año 1979 hasta el año 2002, siendo la previsión un incremento del 90% con respecto al año 1990 para el año 2030). Históricamente, las emisiones han correspondido en mayor medida a las regiones industrializadas, sin embargo, se espera que dos tercios del aumento de las emisiones de CO₂ hasta el año 2030 se derive de las regiones en vías de desarrollo (Escosa, 2009). En España, figura 2.2.2, se está disminuyendo las emisiones de este gas en los últimos años, pero todavía se encuentra por encima del objetivo de Kyoto (MARM, 2011).

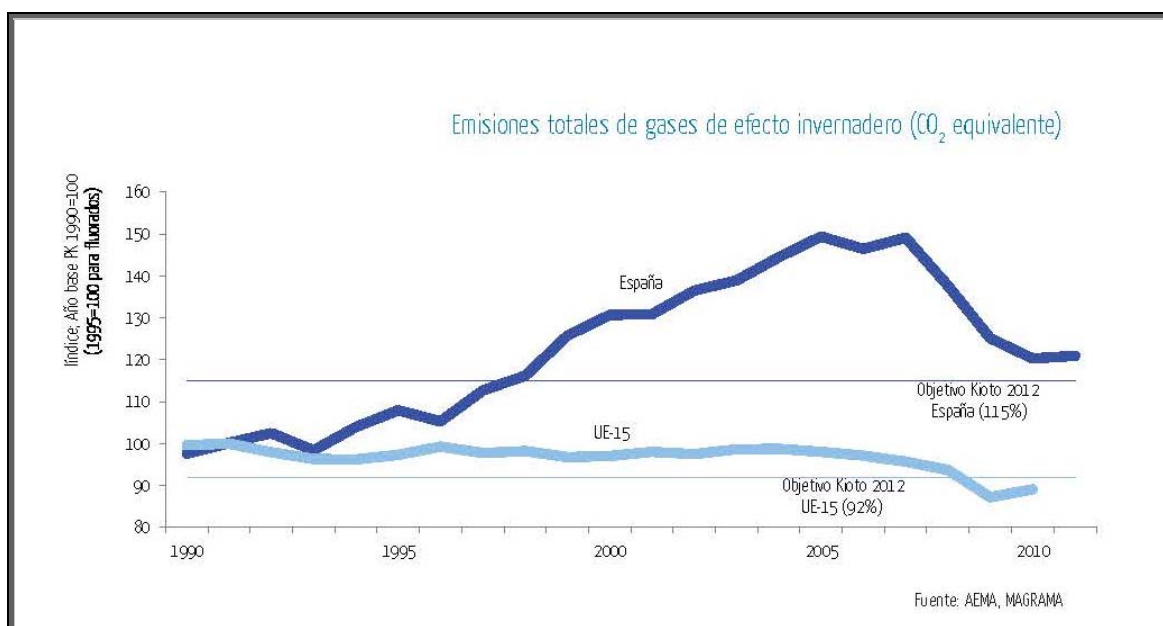


Figura 2.2.2. Evolución del índice de emisiones totales de gases de efecto invernadero de España. Fuente: AEMA, MAGRAMA (2013)

Las principales acciones consideradas para reducir las emisiones de CO₂ procedentes de la utilización de combustibles fósiles tienen que ver con la reducción del consumo de energía final, atendiendo a mejores prácticas de ahorro, incremento de la eficiencia de conversión y utilización de la energía, con el uso de combustibles con menor intensidad de emisiones (gas natural, biomasa), con la conservación de los sumideros naturales de CO₂ como son los océanos y la materia vegetal, con un mix variado basado en la producción de energía atendiendo al uso de energías renovables, y con la captura y almacenamiento del CO₂ derivado de la combustión (Escosa, 2009).

La captura y almacenamiento de CO₂ (denominada CCS: Carbón Capture and Storage), plantea producir una corriente concentrada de CO₂ y transportarla a un lugar de almacenamiento adecuado donde mantenerlo separado de la atmósfera durante mucho tiempo (Cuadrat, 2012).

Actualmente existen cuatro tecnologías principales para la captura del CO₂, postcombustión, precombustión, oxicomcombustión y bucle químico.

El dióxido de carbono es uno de los gases de efecto invernadero que contribuye a que la tierra tenga una temperatura habitable, pero un exceso del mismo, generado por la actividad humana, está haciendo que aumente la concentración del mismo en la atmósfera desde unos valores de 280 ppm en la era preindustrial a unas concentraciones de 390 ppm en 2010 (Cuadrat, 2012). Así, se considera que este incremento en nuestra atmósfera está reduciendo la emisión de calor al espacio y, consecuentemente, produciendo un incremento de la temperatura media del planeta, así como un incremento del nivel medio de los océanos y una disminución del área terrestre cubierta por hielo.

Partículas en suspensión

Son pequeñas partículas sólidas procedentes de la combustión con un alto contenido en silicatos alcalinos, alcalinotérreos y algunos metales pesados. Más de un 80% de las partículas presentes en la atmósfera tienen un origen natural. En cuanto al origen antropogénico, una parte importante son emitidas por los procesos de combustión, entre los que se encuentran las centrales



Figura 2.2.3. Chimeneas

termoeléctricas de carbón fósil, las cuales lanzan a la atmósfera el denominado humo de combustión, que es un conjunto formado por cenizas e inquemados (Orozco et al., 2004). La concentración de éstas dependerá de la distancia al foco emisor. En las centrales térmicas las chimeneas, figura 2.2.3, son los dispositivos utilizados para la dispersión atmosférica de los gases de combustión y los contaminantes no eliminados por los dispositivos correspondientes, y de cuyo penacho o visibilidad de la columna de humo son

responsables en parte las partículas.

La simbología industrial para referirse a las partículas utiliza las siglas PM seguida de un número que se refiere al diámetro de la partícula. Aunque las partículas no son evidentemente todas esféricas, se consideran como tal para hablar de tamaño, y se mide la magnitud de ésta en función del radio de Stokes (Orozco et al., 2004), que se define como el de una esfera que tenga la misma velocidad de caída e igual densidad que la partícula. Este tamaño oscila entre límites muy amplios, que van desde radios menores a los 10^{-3} μm a radios mayores a 10^3 μm . En función del mismo las partículas se clasifican tres grupos:

- a) Partículas finas o de Aitken, de tamaño inferior a 0,1 μm de diámetro.

- b) Partículas medias, se encuentran en suspensión, y son aquellas cuyo diámetro está comprendido entre 0,1 y 10 μm según algunos autores, o entre 0,1 y 2 μm según otros.
- c) Partículas gruesas o sedimentables, aquellas con diámetro superior a 10 μm .

Se tiende a distinguir entre las partículas con diámetro inferior a 2,5 μm (PM_{2,5}) y las de diámetro superior a 10 μm (PM₁₀), debido a que unas y otras ocasionan efectos distintos sobre la salud, siendo mucho más elevada la peligrosidad de las primeras.

La figura 2.2.4 expone la evolución en España de estas emisiones. El indicador contempla las emisiones de partículas primarias en suspensión de diámetro aerodinámico menor o igual a 10 y 2,5 μm (PM₁₀ y PM_{2,5}). El sector de combustión en la producción y transformación de energía emite el 7,4 % y 7,8 % para PM₁₀ y PM_{2,5} respectivamente del total de las emisiones nacionales de partículas.

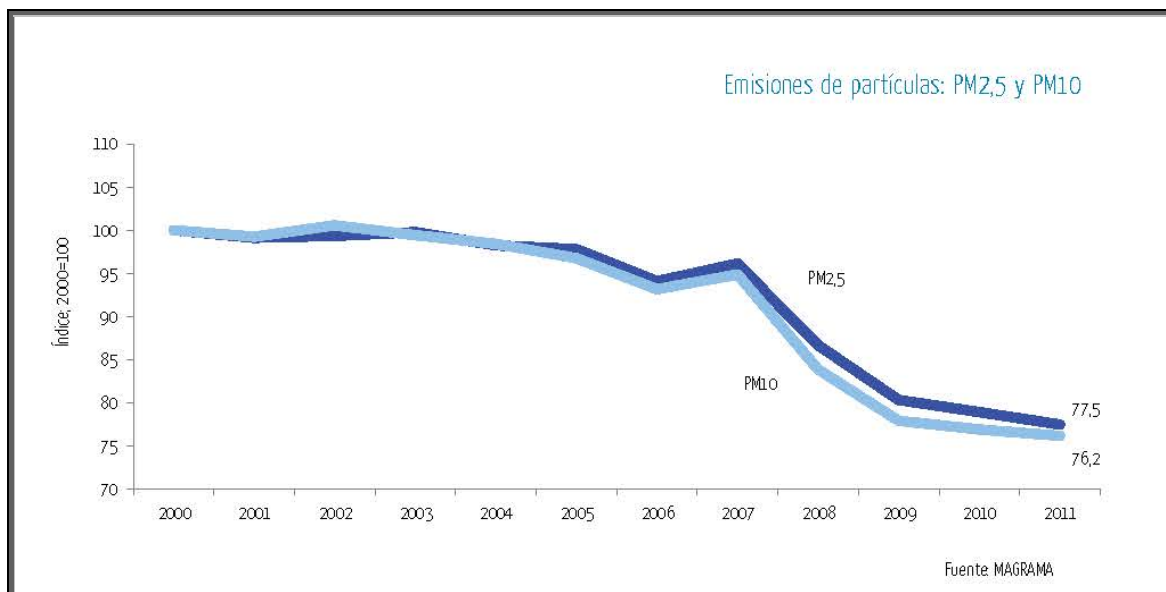


Figura 2.2.4. Evolución en España de las emisiones de partículas. Fuente: MAGRAMA (2013)

Los dispositivos de control de partículas son diversos (ciclones, precipitadores electrostáticos, filtros de mangas, lavadores vórtice, etc). El que mejor se ajusta en su funcionamiento al modo de operación y problemática de una central térmica de carbón es el precipitador electrostático, con valores de rendimiento próximos al 100% para partículas de pequeño diámetro, incluso de valores inferiores a 5 μm .

La contaminación por partículas origina importantes efectos sobre los seres vivos y los materiales, siendo también preciso considerar los efectos ópticos, que se traducen en una disminución de la visibilidad.

- *Sobre las plantas.* Las partículas al depositarse recubren las hojas y taponan los estomas, lo que interfiere en la función clorofílica e impide un desarrollo normal de la planta, que ve detenido su crecimiento.
- *Sobre el hombre y los animales.* Los efectos nocivos que ocasionan las partículas se derivan de su actuación sobre el sistema respiratorio; el mayor o menor poder de penetración en el mismo viene determinado su tamaño.
- *Sobre los materiales.* El principal efecto negativo sobre éstos es la aceleración de su corrosión, bien sea por efecto químico, o por efecto de absorción de sustancias corrosivas, principalmente en atmósfera húmeda. Otro efecto importante que ejercen las partículas sobre los materiales es el aumento de suciedad con el consiguiente aumento de costes de mantenimiento.
- *Sobre la visibilidad.* También es destacable el efecto de disminución de ésta, hecho que toma relevancia cuando la humedad relativa es alta, produciendo fenómenos de condensación, con la consiguiente aparición de nieblas y brumas que pueden originar problemas graves disminución de visibilidad.

Óxidos de nitrógeno

Bajo la fórmula genérica de NO_x se agrupan el dióxido de nitrógeno (NO_2) y el óxido nítrico (NO), los cuales reaccionan con el oxígeno y la humedad presentes en la atmósfera formando ácido nítrico. Las emisiones antropogénicas por NO_x a nivel mundial representan el 50% - 70% del total de emisiones de este contaminante, llegando a alcanzar valores en Europa y Norteamérica del 75-90% del total de emisiones. Las principales fuentes estacionarias de emisión son las plantas de producción de ácido nítrico y las centrales termoeléctricas. En estas últimas los óxidos de nitrógeno principalmente producidos son el NO y el NO_2 , suponiendo el primero más del 90% del total de NO_x .

El mecanismo de Zeldovich, describe la formación de NO cuando se oxida el nitrógeno molecular que se suministra con el aire de combustión a partir de $1250\text{ }^\circ\text{C}$ y aumentando considerablemente la velocidad de reacción con la temperatura (Rodríguez, 2002):



El mecanismo de Fenimore explica cómo el nitrógeno molecular puede convertirse en NO con la participación de hidrocarburos en el frente de llama vía productos intermedios (Rodríguez, 2002).

Este mecanismo tiene menor importancia en los sistemas de combustión convencionales ya que se desarrolla a bajas temperaturas y a elevadas relaciones entre combustible y aire.



La oxidación de N y HCN producen de forma súbita la aparición de NO.

Otro proceso a tener en consideración de formación de NO es aquel producido a temperaturas moderadas por la oxidación del nitrógeno que contiene el combustible con el oxígeno del aire de combustión. Depende mucho de las características del combustible utilizado (Rodríguez, 2002).

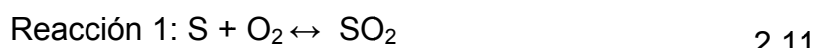
Los NO_x se pueden reducir modificando parámetros en el diseño de los sistemas de combustión: combustión en dos etapas, recirculación de los gases de combustión, relación aire/combustible, configuración de quemadores y temperaturas de operación. En el caso de las centrales térmicas de carbón fósil, los sistemas de reducción y control de la contaminación por óxidos de nitrógeno más utilizados son los quemadores de bajo NO_x y los sistemas de reducción catalítica selectiva, teniendo estos segundos una mayor eficacia de eliminación del contaminante.

Respecto a los efectos, cabe decir que la toxicidad de los NO_x en sí mismos no es elevada, siendo el NO menos tóxico que el NO₂ (Orozco et al., 2004). A la concentración ambiental estos gases no resultan problemáticos, sin embargo, un aumento de la concentración sobretodo en ambientes cerrados, pueden ocasionar irritación ocular y respiratoria, pudiendo ser letal a altas concentraciones, superiores a 100 ppm de NO₂. Entre los efectos más importantes están los derivados de su contribución a la formación del llamado “smog fotoquímico o seco” (neblina de las grandes ciudades) y los debidos a la lluvia ácida. Otro efecto es la contribución a la destrucción de la capa de ozono de los óxidos de nitrógeno emitidos de forma directa a la estratosfera.

Óxido de azufre

Con el nombre de óxidos de azufre se engloban al dióxido y trióxido de azufre, SO₂ y SO₃ respectivamente, siendo el primero el que se emite en mayor cantidad a la atmósfera. El SO₂ se origina en las centrales térmicas por la combustión del azufre contenido en el carbón, siendo estas instalaciones las mayores emisoras de este contaminante a la atmósfera de forma antropogénica. Las emisiones naturales suponen poco más del 50% del total de emisiones por SO₂ (Orozco et al., 2004)

La combustión de cualquier sustancia que contenga azufre producirá SO₂ y SO₃, siendo la cantidad formada de dióxido muy superior que la de trióxido, independientemente de la cantidad de oxígeno presente, pudiendo variar el porcentaje en función de la temperatura y de las condiciones de la combustión. Se presenta en las siguientes dos reacciones un mecanismo simplificado de la formación de ambos óxidos:



A temperaturas elevadas el trióxido de azufre es inestable, lo que se traduce en que el equilibrio en la segunda reacción esté muy desplazado hacia la izquierda, siendo más notorio si hay algún metal como catalizador como ocurre en el caso de muchos carbones. Además, debido a la baja velocidad de reacción, tampoco aumenta la formación de SO₃ al ir perdiendo temperatura los gases conforme se alejan del foco de combustión, traduciéndose todo ello en una menor presencia de trióxido de azufre en los gases de emisión.

Al llegar a la atmósfera el dióxido de azufre (SO₂) generado en la combustión se oxida a (SO₃) y al combinarse con el agua de ésta se transforma en ácido sulfúrico (Raja, 2006).



Esta oxidación paulatina a SO₃ se produce por procesos de naturaleza catalítica o fotoquímica (Orozco et al., 2004) en pocas horas. Debido al aspecto de niebla que adquiere el aire en estas circunstancias, esta contaminación se conoce con el nombre de “smog húmedo”.

La reducción de las emisiones por óxidos de azufre puede conseguirse rebajando el contenido de azufre de los combustibles a emplear, o bien actuando sobre los gases de emisión, para eliminar de los mismos los óxidos de azufre de la combustión. En el capítulo 3 - Estudio del Arte, se hace una

amplia exposición de los sistemas de reducción de emisiones por este agente contaminante.

Los óxidos de azufre como tales ocasionan efectos sobre los ecosistemas. En exposiciones a altas concentraciones y periodos cortos pueden originar en las plantas áreas muertas en las hojas, ocasionándose lesiones crónicas si el periodo de exposición es largo aunque la concentración no sea alta. Sobre los animales y el hombre ejercen efectos nocivos, principalmente irritaciones en los ojos y del sistema respiratorio, aunque son necesarias concentraciones bastante superiores a la de las plantas.

Sin embargo, los principales efectos de los óxidos de azufre son los derivados de su transformación en agentes causantes de la lluvia ácida. El ácido sulfúrico se forma como pequeñas gotitas que pueden ser arrastradas por los vientos a distancias de hasta 1500 km antes de caer a la tierra, debido al desplazamiento, a una velocidad de más de 400 km por día, de las nubes por acción del viento y a los fenómenos de dispersión atmosférica por difusión y transporte másico de los contaminantes. Ésta es la sustancia mayoritaria que contribuye a la lluvia ácida, en un 60-70%, debido a la mayor solubilidad en agua del SO₂ comparada con el NO₂. Se resumen a continuación estos efectos (Raja, 2006):

Sobre la salud humana. Penetración en los sistemas cardiovasculares y respiratorios dando lugar las altas concentraciones a enfermedades diversas o incluso la muerte.

Sobre el agua. Interrupción del ciclo reproductivo de animales acuáticos, plantas y algas. La acidificación produce desaparición de especies poco tolerantes a niveles bajos de pH.

Sobre el suelo. Deterioro por destrucción de los microorganismos que lo constituyen. Inhibición de la germinación de las semillas. Aumento de la solubilidad de nutrientes de las plantas y por lo tanto su pérdida por lixiviación al acidificarse el suelo. Aumento del contenido de metales tóxicos en las plantas, debido a la solubilización de los mismos, y posterior paso a la cadena alimentaria.

Sobre las plantas. La acidificación abrasa las partes verdes de las hojas, debilitando a la planta ante ataques de hongos, parásitos y situaciones atmosféricas adversas, retrasando su crecimiento y desarrollo. Del mismo modo produce efectos sobre la producción agrícola.

Sobre los materiales. Sobre todo en construcciones basadas en areniscas, calizas o mármoles. Los ácidos atacan al carbonato cálcico

produciendo sulfato de calcio, creando la costra denominada sulfín, la cual es arrastrada por el agua, o bien, al absorber más agua, ocupa más volumen sobre la piedra, actuando como si de una cuña se tratara, erosionando de forma mecánica los materiales de construcción.

Además de los contaminantes anteriormente mencionados, existen otros compuestos que junto a los anteriores son precursores del ozono troposférico (hidrocarburos) y por lo tanto responsables de la pérdida de la calidad del aire. En la figura 2.2.5 se recoge la evolución, durante las dos últimas décadas de las mismas y de las emisiones de gases acidificantes.

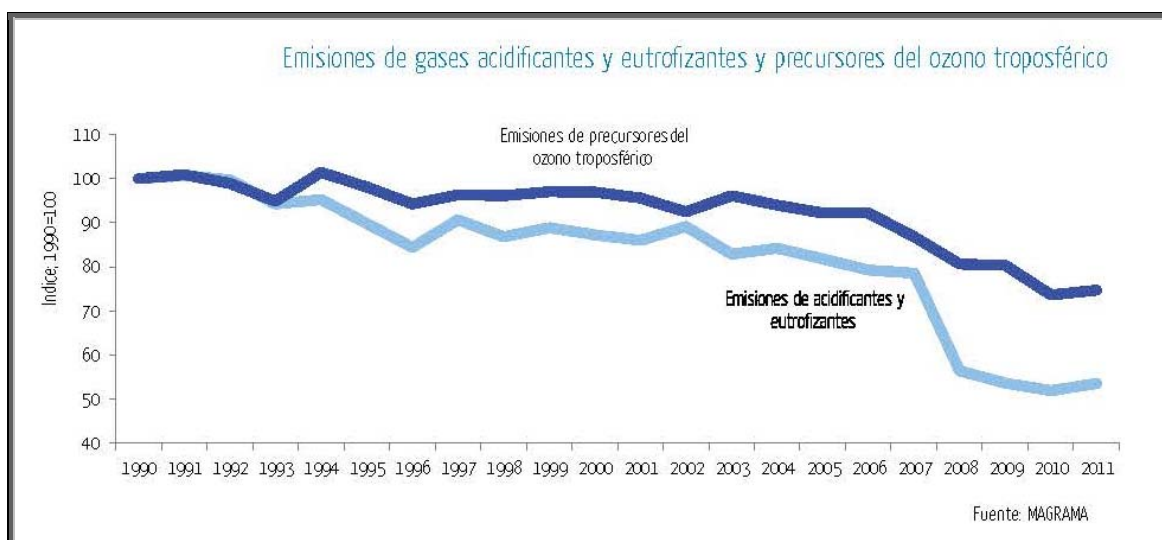


Figura 2.2.5. Evolución en España de las emisiones de gases acidificantes y eutrofizantes.
Fuente: MAGRAMA (2013)

2.3.- Aspectos Legislativos.

Seguidamente se expone un amplio resumen de la legislación ambiental que se ha venido aplicando a las centrales térmicas desde su inicio hasta la actualidad, centrandose los puntos en la Central Térmica de Puente Nuevo y en las emisiones de SO_2 , por ser dicha instalación y dicho contaminante los objetos de estudio de esta tesis.

Las primeras escrituras conocidas sobre contaminación del aire datan de los siglos XIII y XIV, escritas por científicos de Persia o médicos del islam medieval.

La contaminación Medioambiental que conocemos hoy día nace con la Revolución Industrial entre la segunda mitad del siglo XVIII y principios del XIX

debido al consumo de enormes cantidades de carbón y otros combustibles fósiles por la aparición de las grandes fábricas. Así pues tras la Revolución Industrial, concretamente en 1881 surgen las primeras ciudades (Chicago y Cincinnati) en promulgar leyes para reducir la contaminación del aire.

La primera legislación moderna e importante en la materia es la Clean Air Act de 1956 que se elabora en Reino Unido tras el desastre de la Gran Niebla de 1952 en Londres.

Entre 1950 y 1970 la contaminación atmosférica empieza a tener mayor relevancia en EE.UU, aprobando el Congreso en 1963 la ley de control de polución en el aire "Clean Air Act", entre otras leyes medioambientales.

En Europa, en el marco de la Comunidad Económica Europea, desde que en 1967 se aprobó la primera Directiva de carácter ambiental, la protección y la conservación del medio ambiente ha sido una de las principales inquietudes de la Comunidad, hasta tal punto que ha terminado incorporándose a los Tratados como una verdadera política comunitaria, cuyo principal objetivo es el de la prevención, de acuerdo con las previsiones de los sucesivos programas comunitarios de acción en materia de medio ambiente y desarrollo sostenible.

La década de los 80 es vital para Europa respecto a la reducción del SO₂, ya que se firman las primeras propuestas de reducción de este contaminante (tabla 2.3.1.). Partiendo del establecimiento de la necesidad de desarrollar programas de reducción de este contaminante por parte de la UNECE (United Nations Economic Commission for Europe) en 1983, se firma en 1985 el protocolo de Helsinki, sobre la reducción de las emisiones de azufre o sus flujos transfronterizos, al menos un 30%, ratificándose y entrando en vigor en 1987. Veintiún países de la CEPE (Comisión Económica para Europa) fueron partes del Protocolo. Como resultado se han registrado en Europa recortes sustanciales en las emisiones de azufre, superando incluso esa meta del 30%.

La Directiva 88/609/CEE del Consejo de 24 de noviembre de 1988 sobre limitación de emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de grandes instalaciones de combustión fue un hito en la política de control de emisiones de SO₂. Aquí se establecieron los estándares de emisión para instalaciones de combustión mayores de 100 MWt, imponiéndose límites de emisiones globales. También se señalaron los objetivos de reducción de emisiones globales por países.

Tabla 2.3.1. Objetivo de reducción de emisiones globales para grandes industrias de combustión según la Directiva 88/609/CEE.				
País	Emisiones de SO ₂ en 1980 (kt/a)	Porcentajes de Reducción (%)		
		1993	1998	2003
Alemania	2225	-40	-60	-70
Bélgica	530	-40	-60	-70
Dinamarca	323	-34	-56	-67
España	2290	0	-24	-37
Francia	1910	-40	-60	-70
Grecia	303	+6	+6	+6
Holanda	299	-40	-60	-70
Irlanda	99	+25	+25	+25
Italia	2450	-27	-39	-63
Luxemburgo	3	-40	-50	-50
Reino Unido	3883	-20	-40	-60

Fuente: Directiva 88/609/CEE.

Para adaptarse España a esta Directiva, se aprueba el R.D. 646/1991 de 22 de Abril que modifica parcialmente al decreto 883/1975 por el que se establecieron las nuevas normas sobre limitación a las emisiones a la atmósfera de determinados agentes procedentes de grandes instalaciones de combustión, que estuvo vigente hasta el 21 de marzo de 2004. Aquí se define como "Instalación Nueva" aquella cuya autorización inicial de explotación se hubiera concedido a partir del 1 de julio de 1987; por lo tanto, el Grupo III de la Central Térmica de Puente Nuevo objeto de estudio de la tesis y actualmente el único en funcionamiento en este emplazamiento, el cual se inauguró el 15 de marzo de 1981, y que empezó a quemar carbón en el verano de 1980, se consideró "instalación existente", ateniéndose en esa época al artículo 3 del citado Decreto, donde se establecían programas adecuados para reducir de forma progresiva las emisiones anuales totales. Esta normativa se aplica teniendo como objetivo el respeto de los topes de emisión y los porcentajes globales de reducción de emisiones que figuran en la tabla anterior, mediante limitaciones adecuadas.

En 1994 se firma el Protocolo de Oslo sobre reducción adicional de las emisiones de azufre, el cual entró en vigor el 5 de agosto de 1998, renegociando el Protocolo de Helsinki. En la preparación del protocolo se aplicó un enfoque basado en los efectos, el concepto de carga crítica, mejor tecnología disponible, ahorro de energía, la aplicación de instrumentos económicos y otras consideraciones. La carga crítica considera el nivel contaminante que un medio receptor (ser humano, vegetal, material, ecosistema) podría tolerar sin sufrir efecto adverso a largo plazo. Esto llevó a

una diferenciación de las obligaciones de reducción de emisiones de las partes en el Protocolo. Este enfoque basado en efectos, tenía como objetivo alcanzar gradualmente antes del año 2000 una reducción del 60% de la diferencia existente entre las emisiones de SO₂ y las cargas críticas.

La Comisión Europea ratificó el Protocolo en marzo de 1997 como parte de su estrategia para combatir la acidificación, quedando aprobada en la Decisión del Consejo 98/686/CE de 1998.

El V Programa de Acción Ambiental de la Unión Europea tuvo como objetivo que no se excedieran las cargas críticas para la acidificación en ninguna zona de Europa, aunque la Comisión estimó que al menos unas 9 millones de hectáreas de la CEE en 2010 seguirían excediendo las cargas críticas. Para reducir esta área a la mitad se publicó por la Comisión una comunicación borrador COM (97) 88 y COM (98) 385, sobre la estrategia de la Comunidad de combate de los efectos de las emisiones de azufre, proponiendo la redacción de una nueva directiva que fijara niveles de emisión máximo de SO₂ para cada país miembro.

El 24 de septiembre de 1996 se aprueba la Directiva 96/61/CE del Consejo relativa a la prevención y al control integrado de la contaminación de las instalaciones industriales más contaminantes, mediante las que se establecen medidas para evitar, o al menos reducir, las emisiones de estas actividades a la atmósfera.

Dicha Directiva supeditaba la puesta en marcha de las instalaciones que se incluían en su ámbito de aplicación a la obtención de un permiso para hacer efectivo el control integrado de la contaminación y su prevención. En ese permiso se especificarían los valores límites de emisión de sustancias contaminantes y se fijarían las condiciones ambientales que se exigirían para la explotación. Para ello se basarían en las mejores técnicas disponibles y tomando en consideración las condiciones locales del medio ambiente, la implantación geográfica y las características técnicas de la instalación.

La Directiva también establecía un sistema de intercambio de información entre la Comisión Europea y los Estados miembros sobre las principales emisiones contaminantes y las fuentes responsables de las mismas y sobre las mejores técnicas disponibles.

La incorporación al ordenamiento interno español de la mencionada Directiva 96/61/CE se lleva a cabo mediante la Ley 16/2002, de 1 de julio, de prevención y control integrados de la contaminación. Es en la figura de la autorización ambiental integrada donde descansa el control integrado de la contaminación.

Esta autorización sustituyó y aglutinó todo el conjunto disperso de autorizaciones exigibles hasta el momento de carácter ambiental.

Esta Ley cita en su artículo 1 que *“tiene por objeto evitar o, cuando ello no sea posible, reducir y controlar la contaminación de la atmósfera, del agua y del suelo, mediante el establecimiento de un sistema de prevención y control integrados de la contaminación, con el fin de alcanzar una elevada protección del medio ambiente en su conjunto”*. Ésta se aplica, entre otras, a instalaciones de producción de energía eléctrica en régimen ordinario en las que se produzca la combustión de combustibles fósiles, con una potencia térmica superior a 50 MW, que es el caso de la Central Térmica de Puente Nuevo.

Cabe resaltar la figura de la “Autorización Ambiental Integrada”, que se define en el artículo 3 de la citada Ley como la resolución del órgano competente de la Comunidad Autónoma en la que se ubique la instalación, por la que se permite, a los solos efectos de la protección del medio ambiente y de la salud de las personas, explotar la totalidad o parte de una instalación, bajo determinadas condiciones destinadas a garantizar que la misma cumple el objeto y las disposiciones de esta Ley. Por tanto, las Comunidades Autónomas serán las competentes para adoptar las medidas de control e inspección necesarias para garantizar el cumplimiento de esta norma.

El 20 de marzo de 2004 se publica el Real Decreto 430/2004, de 12 de marzo, por el que se establecen nuevas normas sobre limitación de emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de grandes instalaciones de combustión. Este decreto pretende incorporar al ordenamiento jurídico español la Directiva 2001/80/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de octubre de 2001, conocida como “Directiva GIC”, optando por establecer un plan nacional de reducción de emisiones para las grandes instalaciones de combustión existentes (PNRE-GIC), permitiendo una mayor flexibilidad en el tratamiento de dichas instalaciones.

La Directiva GIC sobre limitación de emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de grandes instalaciones de combustión, deroga la Directiva 88/609/CEE del Consejo, de 24 de noviembre de 1988 e integra en un único texto esta directiva y los nuevos requisitos sobre las grandes instalaciones de combustión. Establece que los Estados Miembros deberán alcanzar reducciones significativas de las emisiones de dióxido de azufre procedentes de las grandes instalaciones de combustión existentes (anteriores al 1 de julio de 1987, caso de la central de estudio) a partir del 1 de enero de 2008.

Cabe considerar las siguientes definiciones que cita la Ley en su artículo 3:

- *Emisión*: la expulsión a la atmósfera de sustancias procedentes de la instalación de combustión.
- *Gases residuales*: las expulsiones gaseosas que contengan emisiones sólidas, líquidas o gaseosas; su caudal volumétrico se expresará en metros cúbicos por hora referidos a condiciones normalizadas de temperatura (0 °C) (273 K) y de presión (760 mm Hg) (101,3kPa), previa corrección del contenido en vapor de agua, denominado en lo sucesivo «Nm³/h».
- *Valor límite de emisión*: la cantidad admisible de una sustancia contenida en los gases residuales de la instalación de combustión que pueda ser expulsada a la atmósfera durante un período determinado; se determinará en masa por volumen de los gases residuales, expresado en mg/Nm³, entendiéndose el contenido en oxígeno por volumen en el gas residual del tres por ciento en el caso de combustibles líquidos y gaseosos, del seis por ciento en el caso de combustibles sólidos y del 15 por ciento en el caso de las turbinas de gas.
- *Índice de desulfuración*: la proporción entre la cantidad de azufre que no se emita al aire en el entorno de la instalación de combustión, durante un período determinado, y la cantidad de azufre que contenga el combustible que se introduzca en las instalaciones de la planta de combustión y se utilice durante el mismo período de tiempo.
- *Instalación existente* (caso de la Central Térmica de Puente Nuevo): cualquier instalación de combustión para la que la autorización inicial de construcción o, en su defecto, la autorización inicial de explotación se haya concedido antes del 1 de julio de 1987.

Los topes y objetivos de reducción de emisiones de SO₂ (tabla 2.3.2) para las instalaciones existentes que se marca el R.D. citado son los siguientes:

Tabla 2.3.2. Topes y objetivos de reducción de emisiones SO ₂ para las instalaciones existentes.									
0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Emisiones de SO ₂ en grandes instalaciones de combustión de 1980. (kt)	Tope de emisiones (kt/ año)			% Reducción sobre emisiones de 1980			% Reducción sobre emisiones ajustadas de 1980		
	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 1	Fase 2	Fase 3
	1993	1998	2003	1993	1998	2003	1993	1998	2003
2290	2290	1730	1440	0	-24	-37	-21	-40	-50

Fuente: BOE núm. 69 de 20 de marzo 2004.

A continuación (figura 2.3.1.) se presentan los valores límite de emisión de SO_2 expresados en mg/Nm^3 (contenido de O_2 del 6%) que deberán aplicar las nuevas instalaciones y las instalaciones existentes según este R.D. 430/2004.

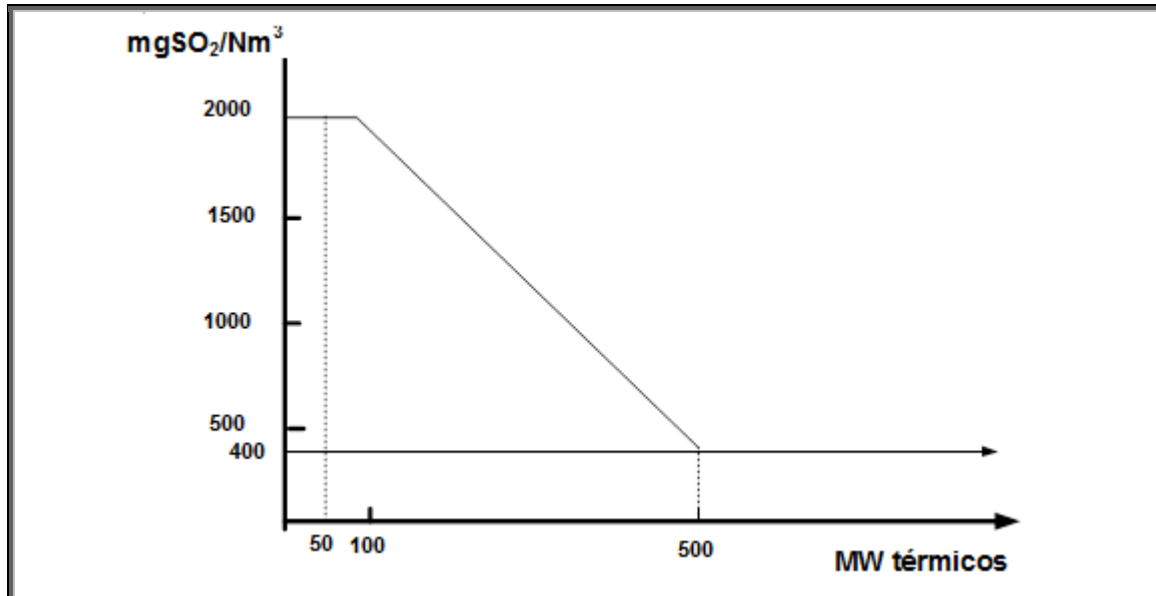


Figura 2.3.1. Valores límite de emisión de dióxido de azufre (SO_2). Fuente: Anexo III apartado A del R.D. 430/2004.

Este R.D. también considera que la concentración de SO_2 de los gases residuales de cada instalación se deberán medir de forma continua en el caso de instalaciones con una potencia térmica nominal igual o mayor de 100 MW.

Continuando con el Real Decreto anterior, en el BOE número. 24 del 28 de enero se publica la ORDEN PRE/77/2008, de 17 de enero, por el que se da publicidad al Acuerdo de Consejo de Ministros por el que se aprueba el Plan Nacional de Reducción de Emisiones de las Grandes Instalaciones de Combustión existentes, en adelante PNRE-GIC. De su alcance cabe destacar que se establece la llamada burbuja nacional, es decir, aquellas instalaciones incluidas dentro de los compromisos globales de reducción de emisiones, dentro de la cual se encuentra la Central Térmica de Puente Nuevo. El plan calcula las emisiones anuales totales de las GIC, enumera las medidas previstas por cada instalación para el cumplimiento del PNRE-GIC y señala las medidas a adoptar para el control y seguimiento del plan por la administración.

Respecto a los datos correspondientes a las instalaciones existentes, hay que destacar que la Directiva GIC establece que el Plan Nacional de Reducción de Emisiones tiene por objeto reducir las emisiones de SO_2 a los niveles que se hubieran alcanzado aplicando los valores límite de emisión a las instalaciones

existentes en funcionamiento en el año 2000 en función del tiempo de funcionamiento real de cada instalación, el combustible utilizado y la potencia térmica, calculado sobre el promedio de los últimos 5 años de funcionamiento hasta el 2000 inclusive. En la tabla 2.3.3. se incluyen estos valores para la central objeto de estudio.

Tabla 2.3.3: Dato base de la Central Térmica de Puente Nuevo en el año 2000.				
Tipo de combustible en %	Potencia (MWth)	Promedio anual horas de operación 1996 a 2000	Emisiones anuales de SO ₂ en 2001 (tpa)	Caudal medio anual de 1996 a 2000 (millones de Nm ³ /año)
Hulla / Antracita nacional	976	6256	3447	5.713.400.000

Fuente: Tabla 1 Anexo 1 de la ORDEN PRE/77/2008, de 17 de enero. BOE núm. 24 de 28 de enero 2008.

El cálculo de las emisiones anuales totales correspondientes a las instalaciones incluidos los valores de burbuja (tabla 2.3.4.) se determinó en el punto 4 de la citada Orden PRE/77/2008, y en la tabla 3 del anexo 1 se presentaron los valores para la Central Térmica de Puente Nuevo.

Tabla 2.3.4.: Valores Límite de Emisión y cálculo de burbujas de emisión para la Central Térmica de Puente Nuevo.				
Contribución a los objetivos de emisión (tpa)		Valores límite de SO ₂		
Burbuja de SO ₂ de 2008 a 2015 (tpa)	Burbuja de SO ₂ a partir de 2016 (tpa)	VLE de SO ₂ 2008/2015 (mg/Nm ³)	VLE de SO ₂ a partir de 2016 (mg/Nm ³)	Referencia VLE SO ₂
2285	2285	400	400	Anexo III apartado A del R.D. 430/2004.

Fuente: Tabla 3 del anexo 1 de la ORDEN PRE/77/2008, de 17 de enero. BOE num. 24 de 28 de enero 2008.

En la citada Orden, en la tabla 4 del anexo 1 se establecen actuaciones previstas para el cumplimiento del PNRE-GIC de las instalaciones, donde se presenta que en la C.T. Puente Nuevo la medida de aplicación será la Desulfuración con una reducción del SO₂ del 57%, que comparadas con las emisiones de 2001 se obtienen una 1965 tpa.

El 17 de diciembre de 2010 se publica en el Diario Oficial de la Unión Europea 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 contaminación), en la cual se indica que deben introducirse una

serie de cambios sustanciales, entre otras, en la Directiva 2001/80/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de octubre de 2001, sobre limitación de emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de las grandes instalaciones de combustión y la Directiva 2008/1/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 15 de enero de 2008, relativa a la prevención y al control integrados de la contaminación.

Esta Directiva, conocida como “Nueva DEI”, establece los objetivos a partir del 2016, e introduce un cambio muy importante, que es la reducción del valor límite de emisión, según su artículo 30 apartado 2, para todas las instalaciones a las que se les haya concedido el permiso antes del 7 de enero de 2013 a un valor de SO₂ , tal como se refleja en la Parte 1 del Anexo V, de 200 mg/Nm³ para una potencia térmica nominal total >300 MW, siendo el caso de la C. T. Puente Nuevo.

Por lo tanto España deberá incorporar al ordenamiento jurídico español esta Directiva, y que supuestamente se acogerá al Artículo 32 “Plan nacional transitorio” de la Nueva DEI, debiendo elaborar y aplicar un nuevo Plan Nacional de Reducción de Emisiones para las Grandes Industrial de Combustión, cuyo periodo irá del 1 de enero de 2016 al 30 de junio de 2020, abarcando dicho plan transitorio las instalaciones de combustión que hayan obtenido el primer permiso antes del 27 de noviembre de 2002.

A la Central Térmica de Puente Nuevo se le presentan dos escenarios a partir del 2016, o reducir sus emisiones de SO₂ a 200 mg/Nm³ o seguir emitiendo 400 mg/Nm³ según la legislación precedente, acogiéndose al artículo 33 apartado 1 de la Directiva 2010/75/UE, respecto a la Exención por vida útil limitada. Este artículo 33 en resumen dice que una instalación en la que se encuentra el caso de la C. T. Puente Nuevo, puede quedar exenta de cumplir el valor límite de emisión de los 200 mg/Nm³ entre el periodo que va del 1 de enero de 2016 al 31 de diciembre de 2023, y de su inclusión en el plan nacional transitorio mencionado (artículo 32), siempre que se cumplan ciertas condiciones, que son el compromiso de no funcionar la instalación más de 17500 horas en ese periodo, mantener las emisiones de la Directiva anterior 2001/80/CE (400 mg/Nm³) durante el resto de vida operativa, y comunicar a la autoridad competente el historial de horas de funcionamiento. Dicho compromiso de acogerse al artículo 33 deberá presentarse, en su caso, antes del 1 de enero de 2014 a la autoridad que corresponde.

En el punto 2.1. de este capítulo ya se adelantó el marco normativo actual donde se encuentra la Central Térmica de Puente Nuevo (R.D. 134/2010), y se indicó que la producción con carbón nacional está primada. En este sentido, respecto a las subvenciones, en los últimos años el Estado realizó las asignaciones que se recogen en la tabla 2.3.5.:

<i>Año</i>	<i>Volúmenes máximos de producción (GWh Generados)</i>	<i>Precios de retribución de la energía generada (€/MWh)</i>
2011*	1.482,09	99,94
2012**	286,86 (II trimestre)	105,21
2013***	1.064,03	113,86

* Resolución de 8 de febrero de 2011, de la Secretaría de Estado de Energía, por la que se fijan las cantidades de carbón, el volumen máximo de producción y los precios de retribución de la energía, para el año 2011 a aplicar en el proceso de resolución de restricciones por garantía de suministro. BOE 35 de febrero de 2010.

** Resolución de 30 de marzo de 2012, de la Secretaría de Estado de Energía, por la que se fijan las cantidades de carbón, el volumen máximo de producción y los precios de retribución de la energía, para el segundo trimestre del año 2012 a aplicar en el proceso de resolución de restricciones por garantía de suministro. BOE 78 de marzo de 2012.

*** Resolución de 13 de febrero de 2013, de la Secretaría de Estado de Energía, por la que se fijan las cantidades de carbón, el volumen máximo de producción y los precios de retribución de la energía, para el año 2013, a aplicar en el proceso de resolución de restricciones por garantía de suministro. BOE 42 de febrero de 2013.

Por último, en el mes de septiembre de 2013 el Ministerio de Industria, la patronal Carbuni3n y los sindicatos CC.OO., UGT y USO han llegado a un preacuerdo sobre los contenidos del Plan del Carb3n 2013-2018, y que ahora tendr3a que afrontar su desarrollo normativo. El acuerdo, denominado 'Marco de Actuaci3n para la Miner3a del Carb3n y las comarcas Mineras para el periodo 2013-2018', garantiza una contribuci3n m3nima de este mineral a la generaci3n el3ctrica del 7,5%, lo que supone mantener de alguna forma el mecanismo que obliga a dar prioridad a la materia prima nacional. La Central T3rmica de Puente Nuevo ten3a un horizonte de producci3n con carb3n aut3ctono del 2014, despu3s del cual deb3a replantearse la opci3n de utilizar carbones importados. Tras este Marco, dicho horizonte se ampl3a cuatro a3os m3s, hasta el 2018.

2.4.- Absorción de SO₂ en agua y Teoría de la Película.

La absorción con reacción química simultánea del SO₂ es un proceso muy estudiado por su interés en la industria química, donde una de las aplicaciones es su separación de los gases de combustión.

El equipo principal de estos procesos es el reactor o absorbedor en el cual se lleva a cabo el contacto líquido – gas, y cuya selección y diseño depende de la hidrodinámica de ambas fases y de las cinéticas de transmisión de calor, transferencia de materia y de las reacciones que tengan lugar (Moya, 1990).

Si se considera un sistema con SO₂ y N₂ como fase gaseosa, y agua destilada como fase líquida existirá, a una presión y temperatura dadas, una distribución de equilibrio entre ambas fases de dos de los componentes: agua y SO₂, la primera determinada por la presión del vapor del agua a la temperatura fijada y en la segunda hay que tener en cuenta que el SO₂ se comporta como un electrolito débil por lo que habrá que considerar, a pH inferior al neutro, el equilibrio químico de disociación:

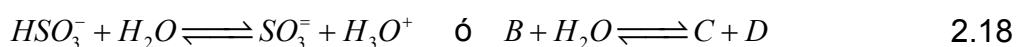
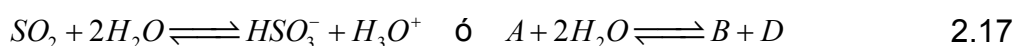


además del equilibrio físico de reparto entre ambas fases:



El análisis del equilibrio de un sistema de este tipo se puede realizar a un nivel macroscópico, atendiendo exclusivamente al SO₂ presente en la fase gaseosa y al SO₂ total de la fase líquida (suma del SO₂ libre y del bisulfito) o a un nivel microscópico o molecular considerando la reacción de disociación (2.15).

Con respecto a la cinética de la absorción del SO₂ en agua, hay que tener en cuenta que el pH de la fase acuosa disminuye hasta el valor correspondiente al equilibrio, por lo que se puede considerar que sólo influye la primera disociación del SO₂ y que se trata por lo tanto de un proceso de absorción con la reacción reversible simultánea (2.15), aunque se pueden plantear las dos disociaciones y posteriormente eliminar la segunda:



La constante directa de velocidad, a 20 °C, de la reacción (2.17), que corresponde a la hidrólisis del SO₂ absorbido, vale $3.4 \cdot 10^6 \text{ s}^{-1}$, y aunque no es

un valor extraordinariamente elevado, con propósitos prácticos se puede considerar suficiente para admitir que se alcanzan las condiciones de reacción instantánea. La ecuación 2.18 es una reacción de transferencia de protones y tiene mucha mayor velocidad de reacción que la ecuación 2.17., por lo cual las dos reacciones pueden considerarse como instantáneas.

Para el tratamiento teórico de la absorción con reacción química simultánea se requiere conocer el mecanismo por el que tiene lugar la transferencia de materia. En el caso de absorción con las reacciones químicas 2.17 y 2.18 consideradas como instantáneas, dentro de las teorías de transferencia de materia a través de una fase fluida desde una interfase límite, el modelo más utilizado en las investigaciones sobre la desulfuración húmeda de los gases de combustión es la Teoría de la Película propuesta por Whitman (1923), que supone que toda la resistencia a la transferencia de materia se puede considerar localizada en una película de fluido adyacente a la interfase, de espesor δ , a través de la cual el transporte de materia es por difusión en régimen estacionario (Moya, 1990).

Así si el soluto, SO_2 , se transfiere sin reaccionar, el transporte másico en dirección normal a la interfase fuese nulo y la superficie interfacial plana, la ecuación de continuidad en régimen estacionario se reducirá a:

$$\frac{d^2 a}{dx^2} = 0 \quad 2.19$$

Donde x representa la distancia normal a la interfase.

Las condiciones límite en este modelo vendrían dadas por:

$$\begin{aligned} X=0 & \quad a=a_i \\ X=\delta & \quad a=a_0 \end{aligned} \quad 2.20$$

Donde a_i y a_0 representan las concentraciones de A en la interfase y en el seno de la fase, respectivamente. La integración de la ecuación (2.19) con estas condiciones límites permite obtener el perfil de concentraciones:

$$a = a_i - \frac{a_i - a_0}{\delta} x \quad 2.21$$

Como la velocidad de absorción de A a través de la interfase viene dada por:

$$N_A = -D_A \left[\frac{da}{dx} \right]_{x=0} \quad 2.22$$

se deduce a partir de la ecuación 2.21 que:

$$N_A = \frac{D_A}{\delta}(a_i - a_0) \quad 2.23$$

Dado que la diferencia de concentraciones ($a_i - a_0$) es la usualmente empleada para la definición de coeficientes de transferencia de materia en fase líquida, se deduce que, según este modelo, dicho coeficiente en ausencia de reacción química viene dado por:

$$k_l^0 = \frac{D_A}{\delta} \quad 2.24$$

Si ahora se considera que el soluto, SO_2 , reacciona de acuerdo con las ecuaciones 2.17 y 2.18, hay que añadir el término r , correspondiente a la velocidad de reacción de la primera disociación, con lo que la ecuación de continuidad para el reactivo A vendrá dada por:

$$D_A \frac{d^2 a}{dx^2} - r = 0 \quad 2.25$$

y el término r' correspondiente a la velocidad de reacción de la segunda disociación, con lo que la ecuación de continuidad para el producto B será:

$$D_B \frac{d^2 b}{dx^2} + r - r' = 0 \quad 2.26$$

Mientras para el producto C la expresión será:

$$D_C \frac{d^2 c}{dx^2} + r' = 0 \quad 2.27$$

Eliminando r y r' entre las tres ecuaciones anteriores resulta que:

$$D_A \frac{d^2 a}{dx^2} + D_B \frac{d^2 b}{dx^2} + D_C \frac{d^2 c}{dx^2} = 0 \quad 2.28$$

Las condiciones límite, teniendo en cuenta además la expresión para δ proporcionada por la ecuación (2.24), vendrán dadas por:

$$\begin{array}{llll} x = 0 & a = a_i & b = b_i & c = c_i \\ x = \delta = \frac{D_A}{k_l^0} & a = a_0 & b = b_0 & c = c_0 \end{array} \quad 2.29$$

La integración conduce a:

$$D_A a + D_B b + D_C c = C_1 x + C_2 \quad 2.30$$

donde las constantes de integración C_1 y C_2 se pueden evaluar con las condiciones límites, ecuaciones (2.29), y por tanto de acuerdo con la ecuación (2.22) determinar que:

$$N_A = -C_1 = k_l^0 \left[(a_i - a_0) + \frac{D_B}{D_A} (b_i - b_0) + \frac{D_C}{D_A} (c_i - c_0) \right] \quad 2.31$$

Si, por analogía con la ecuación (2.9), el coeficiente de transferencia de materia en presencia de reacción química se define por:

$$N_A = k_l (a_i - a_0) \quad 2.32$$

se deduce entre ambas ecuaciones que el factor de aceleración química, ϕ , vendrá dado por:

$$\phi = \frac{k_l}{k_l^0} = 1 + \frac{D_B}{D_A} \frac{b_i - b_0}{a_i - a_0} + \frac{D_C}{D_A} \frac{c_i - c_0}{a_i - a_0} \quad 2.33$$

2.5.- Descripción preliminar de la desulfuración húmeda de los gases de combustión.

Seguidamente se efectúa una exposición de todas las tecnologías de desulfuración que han tenido éxito comercial, dentro de las cuales se tratará con más detalle la empleada en la instalación objeto de estudio de esta Tesis, la Central Térmica de Puente Nuevo, cuyo proceso (desulfuración de los gases de combustión mediante absorción húmeda con CaCO_3 y oxidación forzada) pertenece a un grupo más genérico conocido en el mundo industrial como desulfuración húmeda de los gases de combustión, cuya denominación anglosajona es Wet Flue Gas Desulphurization, (Wet FGD en adelante).

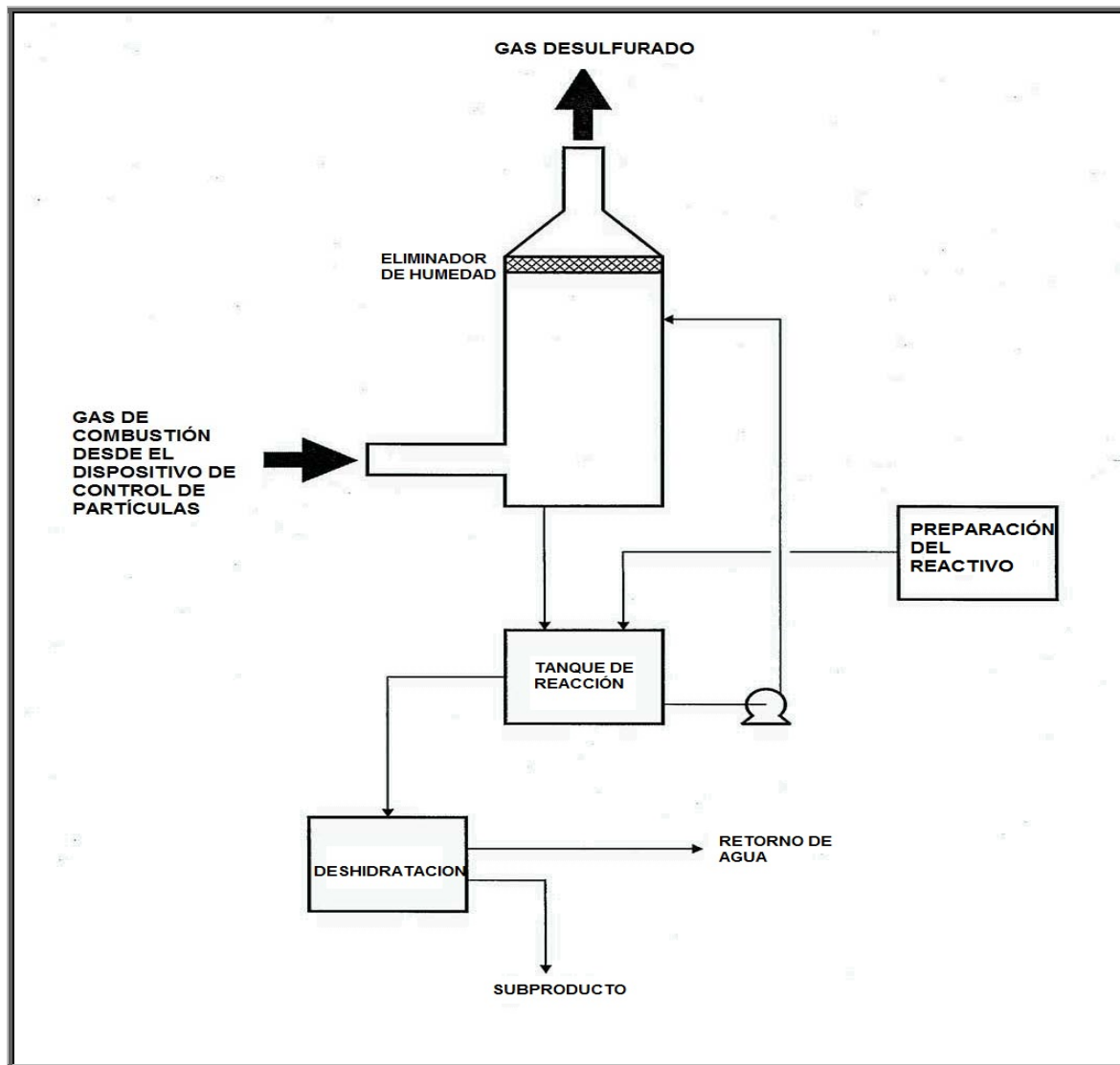


Figura 2.5.1. Diagrama de flujo simplificado de un Wet FGD. Fuente: Blythe, 1997.

La figura 2.5.1. presenta un diagrama de flujo simplificado de la Wet FGD; estos sistemas tratan los gases de la combustión del carbón y de otros combustibles fósiles que contienen azufre, y se instalan corriente abajo del sistema de control de partículas. Por lo tanto, el gas es tratado normalmente entre 121°C y 176°C, a presión cercana a la atmosférica, y conteniendo sólo una pequeña cantidad de de partículas (Blythe, 1997).

Este flujo de gases entra en una torre de absorción (o en una de las varias instaladas en paralelo) donde entra en contacto con la lechada recirculada.

Cuando el flujo de gases toma contacto con la lechada, ésta se enfría y se satura el gas en vapor de agua, siendo el absorbido el SO_2 del gas de combustión en la propia lechada. Se han usado un número elevado de dispositivo de contacto para facilitar el contacto íntimo entre el gas y la lechada

en el absorbedor, tales como atomizadores, rellenos, campanas de burbujeo, etc. La lechada se introduce cerca de parte alta de la sección de contacto y fluye hacia abajo por gravedad. Puede ser recirculada como parte de un solo lazo simple, o en lazos múltiples y separados. El gas que fluye a través del equipo puede hacerlo hacia arriba (en contracorriente con la lechada), hacia abajo (en corrientes paralelas con la lechada), u horizontal (flujo cruzado relativo con la lechada), dependiendo del diseño del sistema. Después de abandonar la sección de contacto del absorbedor, pasa a través del eliminador de humedad donde se capturan las gotas de lechada, siguiendo posteriormente su camino hacia la chimenea.

La lechada después de haber entrado en contacto con el gas cae a la parte inferior del absorbedor, retornando al tanque de reacción. En éste, el reactivo alcalino fresco se adiciona a la lechada para mejorar su capacidad de absorción del SO_2 antes de retornar al absorbedor. Los reactivos alcalinos típicos son la cal apagada ($\text{Ca}(\text{OH})_2$) o caliza (CaCO_3). La cantidad de reactivo fresco adicionado se controla para mantener el pH en el tanque de reacción en un valor de consigna deseado.

Algunos sistemas utilizan aditivos para incrementar la alcalinidad de la fase líquida en la alimentación de lechada recirculada al absorbedor. Los aditivos incluyen magnesio (normalmente adicionado como óxido de magnesio) y una cierta cantidad de ácidos orgánicos como ácido fórmico (normalmente añadido como formiato de sodio) o “ácido dibásico” (DBA).

El subproducto de la depuración del SO_2 puede ser sulfito de calcio semihidratado ($\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$) en sistemas con oxidación inhibida o con baja oxidación, o bien sulfato de calcio dihidratado ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, conocido como yeso) en sistemas con oxidación forzada. En un sistema con oxidación natural, normalmente se forma una mezcla de estos subproductos, porque una porción del sulfito se oxida a sulfato por el oxígeno contenido en el gas de combustión. En los sistemas con oxidación inhibida, la oxidación se controla al 15% o menos con la adición de aditivos para evitar la formación de incrustaciones. En los sistemas de oxidación forzada, la oxidación es controlada por encima del 90% para producir yeso de alta calidad; para ello se introduce una corriente de aire en el tanque de reacción.

Para mantener de forma constante los niveles de lechada y los contenidos de sólidos en la misma en el tanque de reacción, muchos sistemas operan con una extracción continua de una porción de la lechada recirculada, y añadiendo agua nueva. El pH de la lechada en recirculación se mantiene en un nivel que sea lo suficientemente alto como para mantener la eficacia de desulfuración deseada, pero lo suficientemente bajo como para no perder un excesivo reactivo sin reaccionar a través de la extracción continua de lechada.

Esta extracción es conducida a un sistema de deshidratación formado por espesadores, centrifugas y/o filtros de vacío. El agua recuperada retorna al absorbedor, y los sólidos recuperados se gestionan como residuos o se venden como subproductos así ocurre en los sistemas de oxidación forzada. Los sistemas que operan a bajos porcentajes de oxidación generalmente añaden las cenizas volantes y a veces cal para estabilizar el subproducto sulfito de calcio antes de su deposición en el vertedero.

2.6.- Fundamentos para el tratamiento de las aguas residuales.

Existe una percepción equivocada, por parte de la sociedad, de la abundancia de agua en el planeta, sin embargo el 97,5% en volumen es salada, el 2,24% es agua dulce congelada en los casquetes polares, glaciares y aguas subterráneas profundas, y sólo el 0,26% es agua dulce accesible para el consumo (U.S. Geological Survey, 2014). No obstante, por condiciones relativas a su disponibilidad y calidad, este pequeño porcentaje no es aprovechable en su totalidad.

La contaminación del medio hídrico, a pesar de existir desde la antigüedad, ha alcanzado unos límites máximos en la actualidad, poniendo en grave peligro el futuro de la humanidad. Este problema se ha visto agravado en las últimas décadas debido fundamentalmente al gran crecimiento industrial y a la evolución demográfica de la población mundial.

Ante las exigencias legales existentes y los propios compromisos asumidos por las empresas, para buscar el distintivo de ser una entidad empresarial que respeta y protege el medio ambiente, la optimización del uso de recursos naturales y el tratamiento de aguas residuales es hoy día un problema de gran importancia para la industria. Así la innovación, desarrollo e investigación de los procesos industriales es la única herramienta para su resolución.

Teniendo en cuenta lo anteriormente citado, en la Central Térmica de Puente Nuevo, con el objeto de optimizar el consumo de agua en el Circuito de Agua de Proceso del Sistema de Desulfuración se ha realizado una investigación para buscar puntos críticos y alternativas de trabajo para el agua residual y de proceso en la instalación, siempre y cuando se den las características físico-químicas para que pueda ser reutilizada.

Una parte de las aguas residuales que se generan en la planta de desulfuración se caracterizan por poseer una elevada concentración de sólidos

(CaSO₄, CaCO₃ no reaccionado y cenizas) en suspensión. Por lo que será necesario un tratamiento de clarificación, ya sea mediante centrifugación, sedimentación o filtración, para conseguir separar la fase sólida de la fase líquida y conseguir un agua depurada con un contenido mínimo de sólidos en suspensión. A continuación se describen brevemente los fundamentos en los que se basan los tratamientos de sedimentación y centrifugación por ser los más utilizados en este estudio.

2.6.1. Decantación-Sedimentación.

La separación por sedimentación es generalmente una técnica efectiva para eliminar los sólidos suspendidos inestables y estabilizados de las aguas y aguas residuales. Sin embargo, existen diversos tipos de suspensiones de sólidos y estos presentarán características de decantación significativamente distintas en función de su concentración y su carácter o no de sólidos floculentos, figura 2.6.1.1. (Walter J. 1979). En el caso que nos ocupa, con el fluido residual generado en la instalación se tendrán que llevar a cabo experimentos de sedimentación a escala de laboratorio para caracterizar el tipo de suspensión y así definir su tratamiento.

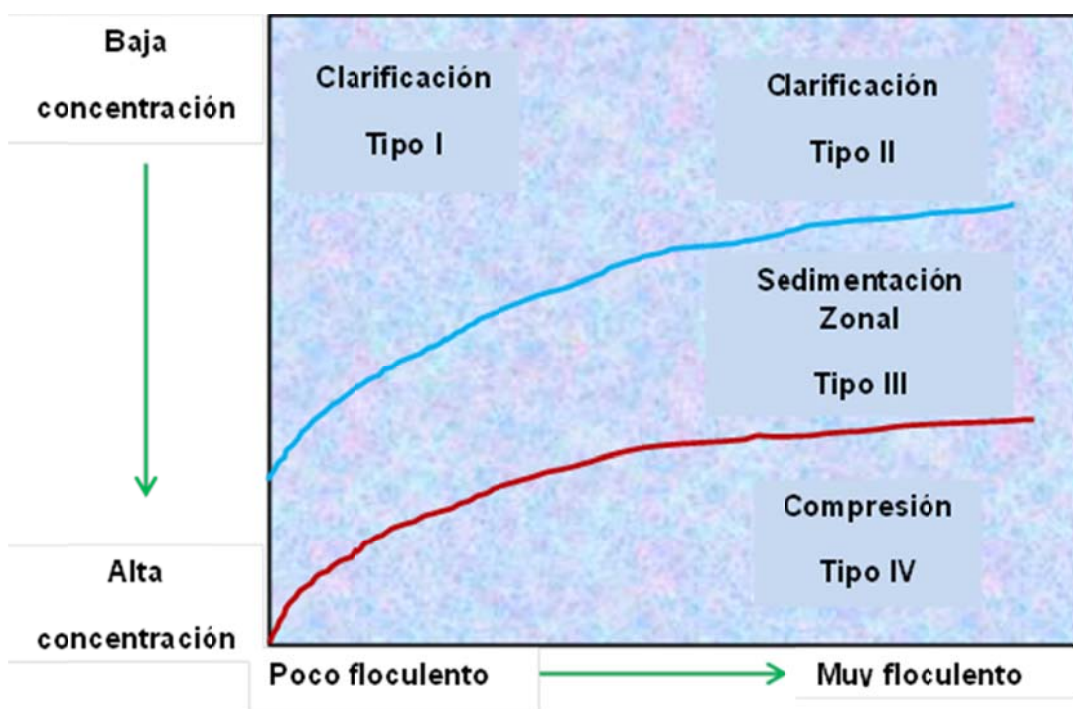


Figura 2.6.1.1. Clasificación de los diversos tipos de sedimentación

Seguidamente se describen por separado los cuatro tipos de sedimentación existentes.

Clarificación tipo-I

Es la decantación de una suspensión diluida de partículas que tiene poca o nula tendencia a flocular. La sedimentación de esta partícula no está influenciada por la presencia de otras partículas y es una función solamente de las propiedades del fluido y las características de la partícula. La aceleración hacia abajo de la partícula, o la variación de su velocidad con el tiempo, puede obtenerse a partir de la segunda ley de Newton.

$$m \frac{dv_s}{dt} = F_w - F_B - F_D \quad 2.34$$

En donde:

v_s = velocidad de decantación lineal de la partícula.

m = masa de la partícula.

t = tiempo.

F_w = fuerza de la gravedad

F_B = fuerza de empuje

F_D = fuerza friccional de arrastre

La fuerza debida la gravedad que actúa sobre la partícula (F_w) viene dada por:

$$F_w = \rho_s V_p g \quad 2.35$$

Donde:

ρ_s = densidad de partícula.

V_p = volumen de la partícula.

g = aceleración de la gravedad.

La fuerza de empuje (F_B) viene dada por:

$$F_B = \rho_l V_p g \quad 2.36$$

En donde:

ρ_l = densidad del fluido.

La fuerza friccional de arrastre (F_D), que se opone a la sedimentación, es una función de la rugosidad, tamaño, forma y velocidad de la partícula, así como de la densidad y viscosidad del fluido. Por análisis dimensional la fuerza de arrastre puede describirse como:

$$F_D = \frac{C_D A_p \rho_l v_s^2}{2} \quad 2.37$$

En donde:

C_D = coeficiente de arrastre adimensional de Newton.

A_p = área de la partícula proyectada en la dirección del flujo.

La forma de esta ecuación no depende del número de Reynolds, aunque el coeficiente de arrastre, C_D , varía con este. Sustituyendo las ecuaciones 2.35, 2.36 y 2.37 en 2.34, obtenemos una expresión para el comportamiento dinámico de la partícula.

$$m \frac{dv_s}{dt} = g(\rho_s - \rho_l) V_p - \frac{C_D A_p \rho_l v_s^2}{2} \quad 2.38$$

Después de un periodo transitorio inicial, la aceleración, dv_s/dt , llega a ser cero y la velocidad permanece constante. Esta velocidad terminal se obtiene igualando el primer miembro de la ecuación 2.38 a cero, con lo cual obtenemos la siguiente ecuación:

$$v_t = \sqrt{\left[\frac{2g(\rho_s - \rho_l)}{C_D \rho_l} \right] \left(\frac{V_p}{A_p} \right)} \quad 2.39$$

Donde:

v_t = velocidad de decantación terminal.

Si consideramos partículas esféricas de diámetro d_p , la razón A_p/V_p vale $3/2 d_p$ y la ecuación 2.39 se transforma en:

$$v_t = \sqrt{\left(\frac{4g}{3C_D}\right)\left(\frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l}\right)} d_p \quad 2.40$$

El coeficiente de arrastre de Newton, C_D , es una función del número de Reynolds y de la forma de la partícula. En flujo laminar la relación C_D y Re puede aproximarse:

$$C_D = \frac{24}{Re} \quad 2.41$$

Si sustituimos la ecuación 2.41 en la ecuación 2.40, obtenemos la siguiente expresión para la velocidad terminal (final), que es conocida como **ley de Stokes**:

$$v_t = \frac{g}{18\mu} (\rho_s - \rho_l) d_p^2 \quad 2.42$$

Según Walter (1979), los autores Hazen y Camp han desarrollado ecuaciones para describir la eliminación de partículas discretas en un tanque ideal de sedimentación, suponiendo que:

1. Las partículas y los vectores velocidad están igualmente distribuidos en la sección transversal del tanque.
2. El líquido se mueve en flujo pistón.
3. Cualquier partícula que choque con el fondo, se elimina completamente.

La velocidad terminal de una partícula que decanta a lo largo de una distancia igual a la profundidad efectiva del tanque y en un tiempo igual al de residencia, se puede comparar a una carga hidráulica superficial.

$$\begin{aligned} v_t &= \frac{\text{profundidad del tanque}}{\text{tiempo de permanencia}} = \frac{\text{profundidad}}{\text{volumen del tanque} / \text{caudal}} \\ &= \frac{\text{profundidad}}{(\text{área} \cdot \text{profundidad}) / \text{caudal}} = \frac{Q}{A} \end{aligned} \quad 2.43$$

En donde:

Q = caudal a través del tanque.

A = área superficial del tanque.

Las partículas ideales discretas que poseen velocidades de decantación mayores que v_t , serán eliminadas completamente y las partículas con velocidades menores que v_t , serán eliminadas en proporción al cociente v_s/v_t .

Las suspensiones que tiene elevada concentración de sólidos, o aquellas que contienen sólidos con propiedades floculantes, conducen a resultados que difieren de los predichos por las ecuaciones anteriores para partículas discretas.

Una vez obtenida la velocidad de sedimentación, el efluente clarificado puede descargarse con una velocidad superficial menor o igual a la velocidad de sedimentación de las partículas críticas. La velocidad terminal de las partículas críticas puede convertirse en una carga hidráulica superficial, según la ecuación 2.43. Fijadas la carga superficial y la cantidad de agua residual podemos seleccionar las dimensiones del tanque.

Clarificación clase-2.

Se denomina también floculenta y se refiere a una suspensión bastante diluida de partículas que se agregan o floculan durante el proceso de sedimentación. Al unirse, las partículas aumentan de masa y sedimentan a mayor velocidad.

La eliminación depende del tiempo de sedimentación, de la profundidad del tanque así como de las propiedades del fluido y partículas. La evaluación de las características de decantación de una suspensión de este tipo debe llevarse a cabo colocando una cantidad de agua o agua residual conocida en una columna. Se deja decantar la suspensión y se determina la concentración de las partículas en las muestras tomadas a diferentes alturas y distintos intervalos de tiempo. La fracción de las partículas eliminadas en cada altura se utiliza para construir las líneas de porcentaje de eliminación.

Clarificación clase III.

Se denomina sedimentación retardada y también sedimentación zonal. Se refiere a suspensiones de concentración intermedia, en las que las fuerzas entre partículas son suficientes para entorpecer la sedimentación de las partículas vecinas. Las partículas tienden a permanecer en posiciones relativamente fijas y la masa de partículas sedimenta como una unidad, creándose una interfase sólido-líquido en la parte superior de la masa que sedimenta.

Inicialmente toda la suspensión tiene una concentración uniforme, después existe una decantación frenada de interfase partícula- líquido a una velocidad constante, después una transición a la zona de compresión; en donde ocurre la desaceleración y por ultimo una zona de compresión en donde los sólidos

están soportados mecánicamente por los que se encuentran inmediatamente debajo.

La capacidad de clarificación del sistema puede estimarse a partir de la determinación experimental de la velocidad inicial de decantación de la interfase. La carga superficial requerida para la clarificación debe ser menor que la velocidad de decantación de la suspensión. Así el área requerida para la clarificación puede calcularse a partir de:

$$A = \frac{Q}{v_s} \quad 2.44$$

En donde:

v_s = velocidad de sedimentación para la decantación frenada.

El valor de v_s puede calcularse a partir de la pendiente de la zona de la altura de la Interfase frente al tiempo determinada a partir de los datos experimentales obtenidos en el laboratorio (Metcalf & Eddy, 2001).

Clarificación clase IV (Compresión).

Se refiere a la sedimentación en la que las partículas están concentradas de tal manera que se forma una estructura y la sedimentación sólo puede tener lugar como consecuencia de la compresión de esta estructura. La compresión se produce por el peso de las partículas que se van añadiendo constantemente a la estructura por sedimentación del líquido sobrenadante.

La zona de compresión aparece cuando las partículas que se decantan se acumulan en el fondo del tanque de sedimentación. El peso de las partículas esta soportado por la estructura de la masa compacta. La consolidación de las partículas en esta zona es un proceso relativamente lento. Coulson y Richardson (1981) han expresado la velocidad de consolidación de esta zona como una expresión cinética de primer orden, la cual integrada y separando variables toma la siguiente forma:

$$\int_{h_{z0}}^{h_z} \frac{dh_z}{h_z - h_{z\infty}} = \int_0^t -k dt \quad 2.45$$

La expresión resultante de la altura como función del tiempo viene dada por la ecuación.

$$\ln \left[\frac{h_z - h_{z\infty}}{h_{z0} - h_{z\infty}} \right] = -kdt \quad 2.46$$

2.6.2. Centrifugación.

Cuando una partícula de masa m sedimenta en un campo gravitatorio está sometida a una fuerza F_w directamente proporcional a la aceleración de la gravedad (g), lo que impide intervenir en la velocidad de sedimentación. En el caso de que la misma partícula de masa m lo haga en un campo centrífugo se tiene:

$$F_C = m \left(\frac{v^2}{R} \right) = m\omega^2 R = m4\pi^2 N^2 R \quad 2.47$$

Donde:

F_C = Fuerza centrífuga.

m = masa.

v = velocidad lineal.

r = radio.

ω = velocidad angular.

v = velocidad lineal.

N = nº de vueltas

F_w = peso.

Lo que pone de manifiesto que se puede actuar sobre el valor de F_C bien aumentando el radio de giro, o mejor aumentando el número de revoluciones.

La razón entre los valores de F_C y F_w conduce al número adimensional siguiente:

$$\frac{F_C}{F_w} = \left[\frac{4\pi^2 N^2 R}{g} \right] \quad 2.48$$

que indica el aumento producido en la fuerza de sedimentación que actúa sobre la partícula. Lógicamente al aumentar la fuerza de sedimentación permite acelerar el proceso lo que facilita la separación de partículas de tamaño mucho más pequeño que las obtenidas mediante una sedimentación gravitatoria.

CAPÍTULO 3- ESTUDIO DEL ARTE

3.1.- Métodos industriales de eliminación de emisiones de azufre en las plantas termoeléctricas de carbón.

Los esfuerzos de la investigación, en el último tercio del siglo pasado, para reducir la contaminación por azufre asociada a la generación de energía, empleando el carbón como combustible, han conducido al desarrollo de numerosos procesos, de los cuales solo un número reducido han tenido éxito comercial en mayor o menor medida. Los métodos de tratamiento están basados en las operaciones de separación utilizadas en la Ingeniería Química, acompañadas generalmente de reacción química. En la figura 3.1.1. se expone una clasificación de aquellos que se han llevado a escala industrial.

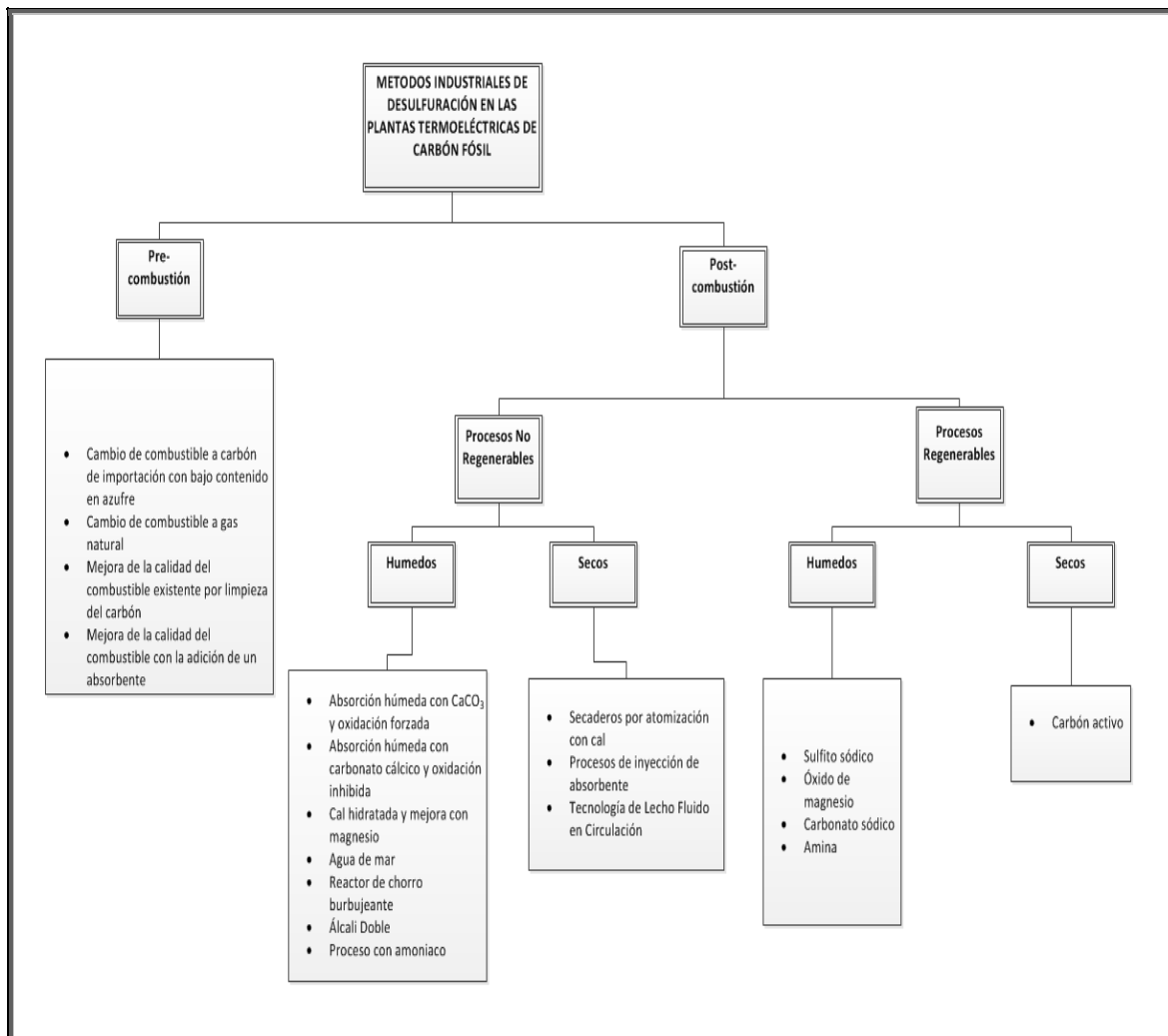


Figura 3.1.1. Métodos industriales de eliminación de azufre en las plantas termoeléctricas de carbón fósil. Fuente: Elaboración propia y Srivastava R. et al. (2001).

Atendiendo a la clasificación anterior, los procesos de eliminación de azufre se pueden dividir en dos grandes bloques, la desulfuración previa a la combustión y la desulfuración posterior a la combustión, siendo ésta última con mucho la más utilizada en la industria y más conocida como “Desulfuración de los Gases de Combustión” o en lenguaje anglosajón “**Flue Gas Desulphurization**”, FGD en adelante.

3.1.1. Desulfuración previa a la combustión.

Es un método más utilizado en la industria del gas natural y en la de los productos petrolíferos que en la del carbón. El sulfuro de hidrógeno contenido en el gas natural se elimina por absorción química, previamente a su transporte, mientras que la desulfuración de las fracciones pesadas del petróleo se hace normalmente por hidrogenación catalítica.

Por otro lado, la eliminación del azufre contenido en el carbón es difícil. A partir del carbón, reducido a tamaño de partículas, puede eliminarse del orden del 60 al 70% de las piritas mediante separación por gravedad, flotación, separación electrostática, tratamiento químico o extracción con disolventes. La separación de los compuestos orgánicos de azufre presenta aún mayores dificultades, proponiéndose su eliminación mediante una licuación o gasificación previa al carbón.

Los procesos de desulfuración previa a la combustión se clasifican de la siguiente manera:

- a. Cambio del combustible existente por uno de otra tipología.
 - Cambio a carbón de importación con menor contenido de azufre.
 - Cambio a gas natural.
- b. Mejora de la calidad del combustible existente.
 - Limpieza del carbón (coal cleaners).
 - Utilización de una reacción gas-sólido apropiada.

3.1.1.1. Cambio de combustible a carbón de importación con bajo contenido en azufre.

Una de las opciones de reducir las emisiones de azufre en una instalación es la elección de carbones de bajo contenido en azufre como combustible (Miller,

2011), por ejemplo comprando en el mercado internacional de carbón, y exigiendo en la especificación de adquisición del mismo, como restricción, el porcentaje de azufre máximo que se desee que contenga (Kyte, 1995). Hay varios carbones en países como Venezuela, Colombia, Australia e Indonesia con bajos contenidos de azufre.

Estas alternativas no han tomado auge porque habría que diseñar las plantas supeditadas a un importador de carbón. Si se tratara de una planta existente a ambientalizar, puede que la caldera o el precipitador no estén preparados para otros parámetros como el contenido de ceniza o el poder calorífico de estos carbones, pudiendo generar importantes problemas en la operación del grupo.

Unos costes muy importantes a tener en cuenta son los derivados del transporte e infraestructuras. Normalmente el carbón se importa de los países anteriores por barcos y posteriormente se transporta con camiones o por vía férrea hacia la planta, lo que supone una repercusión sobre los costes de producción.

3.1.1.2. Cambio de combustible a gas natural.

En esta tecnología se aprovecha la caldera convencional de carbón, pero se utiliza en vez de éste, el gas natural como combustible, adaptando o sustituyendo los quemadores (Kyte, 1995). El principal inconveniente es el alto coste de producción que tienen estas instalaciones, sobre todo comparadas con los ciclos combinados.

Otras de las técnicas utilizadas es derivar los gases de una turbina de gas hacia la caldera convencional, consiguiendo una repotenciación hasta de un 25%, o aprovechar el calor del escape de la turbina de gas para calentar el agua de alimentación del ciclo térmico de una turbina de vapor generado por una caldera convencional de carbón. En ambos casos lo que se consigue es sustituir parte de la energía calorífica derivada de la combustión del carbón por la del gas, y, por lo tanto, disminuir las emisiones de azufre globales de la planta.

3.1.1.3. Mejora de la calidad del combustible existente por limpieza del carbón.

El objetivo que persiguen estas técnicas es la obtención de carbones con bajos contenidos de materia mineral, ceniza y azufre mediante un tratamiento de limpieza del carbón (Miller, 2011).

Actualmente se están desarrollando con éxito procesos químicos como la lixiviación con ácidos, disolventes o bien procesos físicos como la separación ciclónica y flotación burbujeante (Rojas et al., 2007).

El proceso de lixiviación con ácidos consiste en solubilizar los componentes inorgánicos del carbón, produciendo varios cambios en la estructura química de carbón, reduciendo incluso el contenido de azufre orgánico (Barraza et al., 2009). Los factores que afectan a la desmineralización química son el tipo de azufre, tamaño de la partícula, agente y temperatura de lixiviación.

La separación ciclónica consiste en separar la parte más pesada de la parte más liviana por fuerza centrífuga, de tal modo que la materia orgánica liviana se irá por la parte superior del ciclón, y la materia mineral pesada, por la parte inferior (Rojas et al., 2007).

La flotación burbujeante consiste en separar la materia mineral de la orgánica aprovechando la diferencia de tensión superficial que existe entre ambas (Barraza et al., 2009). Las partículas finas de carbón se adhieren a burbujas de aire arrastrándose a la superficie superior de la suspensión de carbón. El proceso comercial más famoso es la celda de Jameson (figura 3.1.1.3.1.).

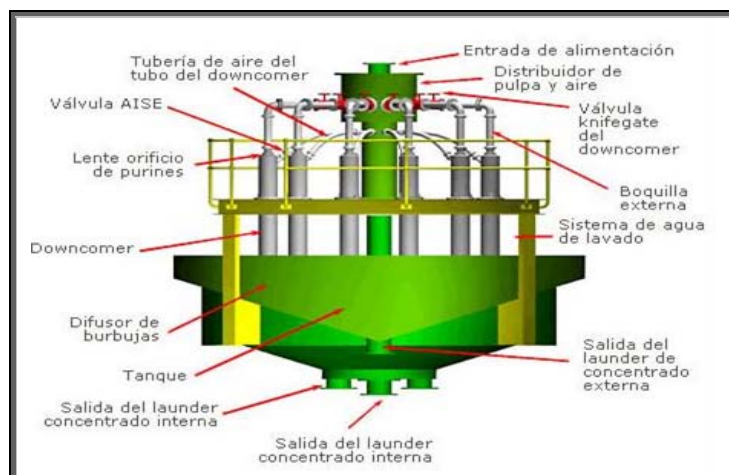


Figura 3.1.1.3.1. Celda de Jameson. Fuente: www.jamesoncell.com

3.1.1.4. Mejora de la calidad del combustible mediante una reacción gas-sólido apropiada

Esta metodología consiste en añadir caliza o partículas de cal para capturar los óxidos de azufre durante la combustión; se utiliza principalmente en calderas de lecho fluido, precipitando el azufre con el sólido reaccionante (Moss, 1975 y Kyte, 1995).

La ventaja principal de este método se centra en que no es preciso disponer de una unidad especial de tratamiento. Por otro lado se han encontrado dificultades referentes a la introducción de cal en la ceniza, produciendo ensuciamiento y formación de escorias.

Otro problema es la sobrecarga del precipitador porque la técnica requiere notables cantidades de agente reaccionante para capturar los óxidos de azufre.

Consecuentemente la metodología ha tenido aplicación sólo en pequeñas calderas de combustión.

Cabe reseñar que algunos autores como Moss (1975) sitúan este proceso en una posición intermedia entre las tecnologías pre-combustión y post-combustión.

3.1.2. Desulfuración posterior a la combustión

3.1.2.1.- Clasificación.

Como ya se ha comentado en un punto anterior, estas tecnologías son conocidas en el mundo industrial como **Flue Gas Desulphurization** (FGD), cuya traducción al castellano sería “Desulfuración de los Gases de Combustión”. Se desarrollaron en Japón y EE.UU. a principios de la década de los 70, y, posteriormente en Europa, y teniendo un mayor éxito de expansión, desarrollo y eficacia que las tecnologías de desulfuración previas a la combustión.

Para la eliminación de los óxidos de azufre de los gases existen una gran variedad de procesos, según los reactivos y las características técnicas empleadas. La toma de decisión sobre el empleo de un determinado proceso para la desulfuración de los gases de combustión requiere analizar con cuidado todas las variables de operación, localización, áreas de servicio, etc. El coste del reactivo, puesto en la instalación que lo va a utilizar, suele determinar con frecuencia el tipo de sistema de desulfuración de gases.

Las tecnologías de desulfuración de gases de combustión que han tenido éxito comercial se han encuadrado dentro de dos grandes bloques: los procesos no regenerativos y los procesos regenerativos, siendo los primeros los más extendidos a nivel mundial (Srivastava R et al., 2001). En ambos procesos se emplean disoluciones o suspensiones de carácter alcalino. En las plantas no regenerativas, el reactivo que se utiliza para retener el SO_2 se consume y se elimina; se suelen emplear reactivos absorbentes de bajo coste, fundamentalmente suspensiones acuosas de caliza. El principal inconveniente de estas plantas es que se hace necesario la manipulación y gestión de grandes volúmenes de lodos residuales, aunque en alguna de estas tecnologías se obtienen subproductos reutilizables que mejoran el coste de explotación. Por otro lado, en los procesos regenerativos, se recupera el reactivo después de eliminar el SO_2 , generalmente por vía térmica; sin embargo, se eleva la complejidad tecnológica del diseño y el coste del absorbente utilizado.

Ambas tecnologías, regenerables y no regenerables, a su vez se dividen en secas o húmedas. En las primeras el material de desecho producido es seco y los gases de combustión a la salida del absorbedor no están saturados de humedad. En el caso húmedo, el residuo o subproducto es húmedo, y el gas posterior al absorbedor está saturado de humedad.

A lo largo de los años se han investigado numerosos procesos de desulfuración, sin embargo no todos han tenido un desarrollo industrial. En este capítulo se presenta un resumen de aquellos procesos que han sido explotados comercialmente y que han tenido un historial comprobado de un rendimiento fiable, realizando en primer lugar una exposición detallada de la tecnología empleada en la Central Térmica de Puente Nuevo.

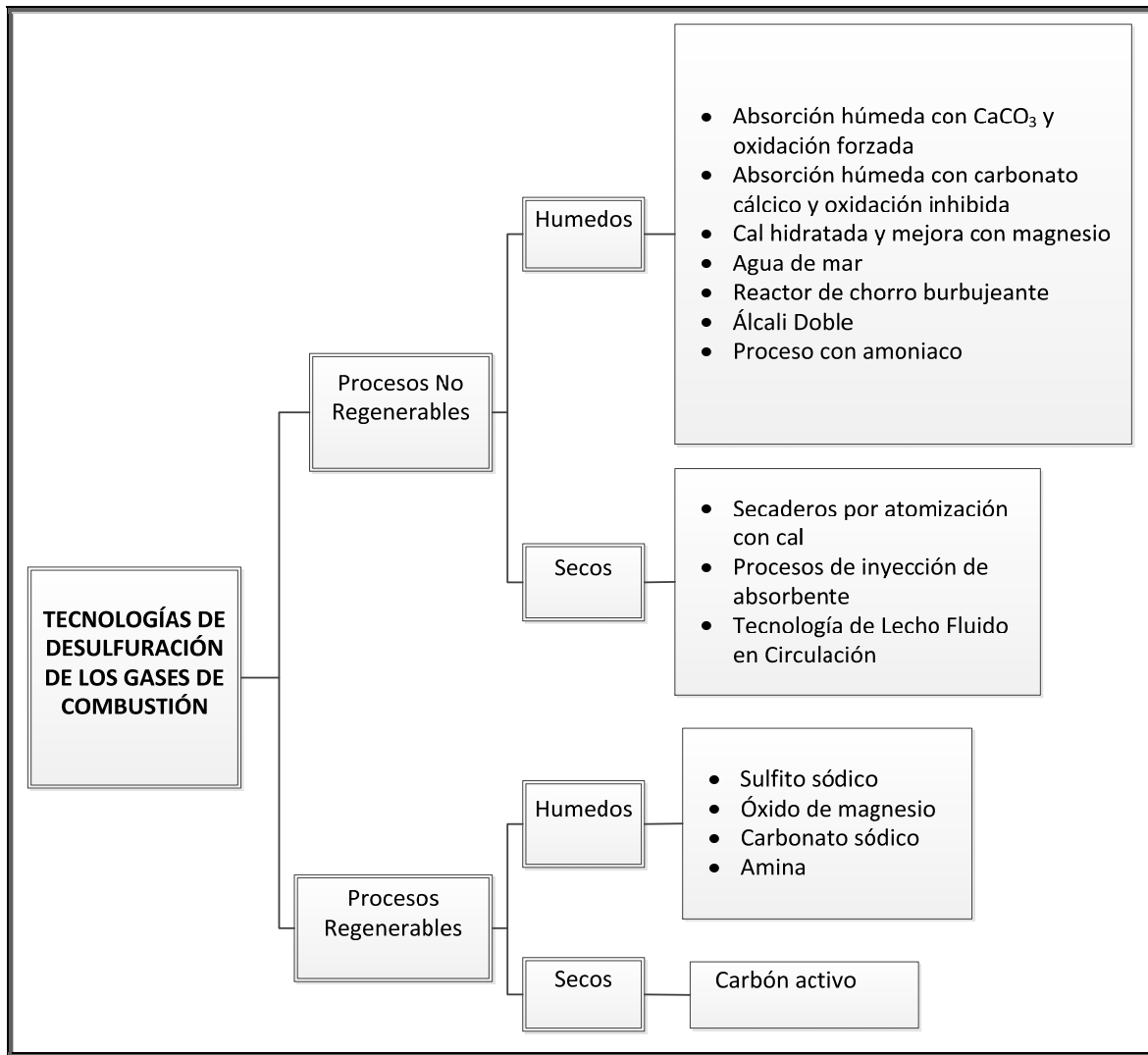


Figura 3.1.2.1.1. Tecnologías de desulfuración de los gases de combustión (FGD). Fuente: Srivastava R et al. (2001).

3.1.2.2. Proceso de desulfuración mediante absorción húmeda con CaCO_3 y oxidación forzada

Esta tecnología es conocida como “**Wet Limestone Forced Oxidation**”, LSFO Wet FGD o simplificando LSFO en adelante.

La planta de desulfuración se suele situar en la instalación térmica en la parte final del recorrido de los gases, después de todos los elementos de descontaminación ambiental.

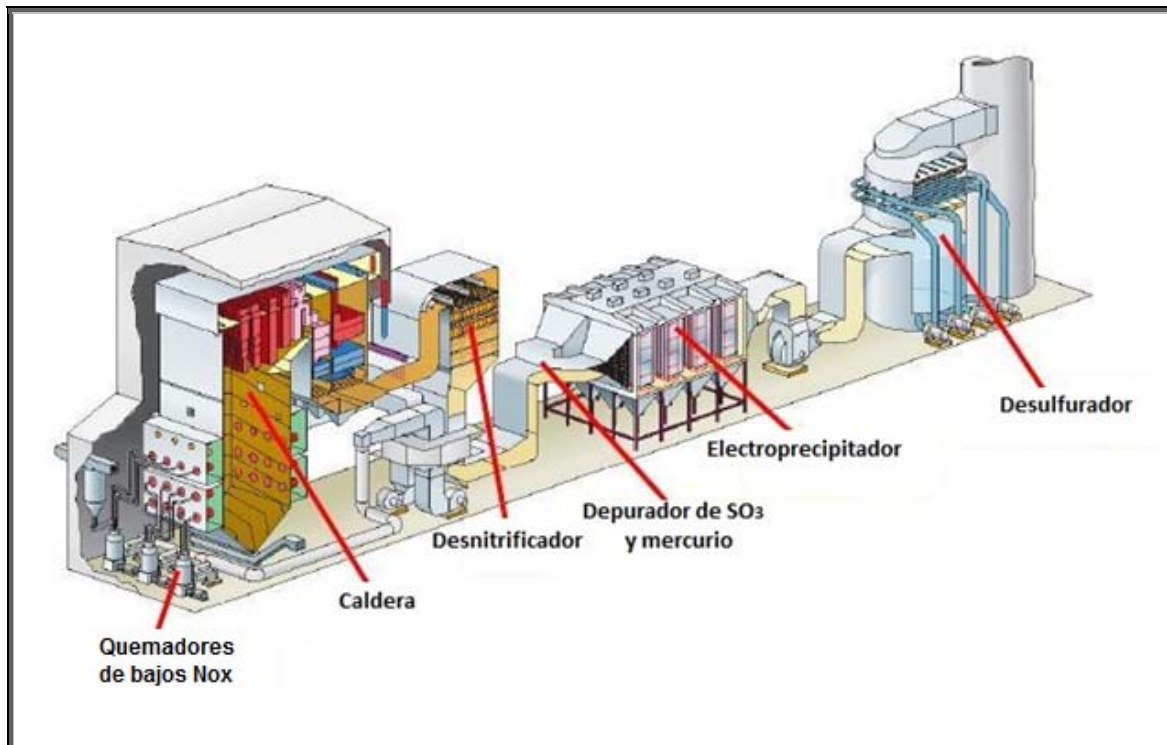


Figura 3.1.2.2.1. Esquema básico de situación de los elementos de descontaminación en una Central Termoeléctrica de Carbón con planta desulfuradora de absorción húmeda con oxidación forzada. Fuente: Johnson B (2010).

3.1.2.2.1. Descripción del proceso y de los elementos principales del sistema.

En el proceso LSFO el gas de la combustión entra en contacto con una lechada de caliza (CaCO_3). El dióxido de azufre del gas reacciona con la lechada para formar sulfato de calcio (y sulfito). Estos compuestos son recogidos como un subproducto relativamente inerte para su gestión como residuo, y el gas purificado es enviado a la atmósfera después de pasar por un eliminador de gotas (Kohl, 1997).

En el proceso LSFO se pueden diferenciar tres subsistemas:

- Absorción del dióxido de azufre.
- Preparación del reactivo.
- Deshidratación del yeso.

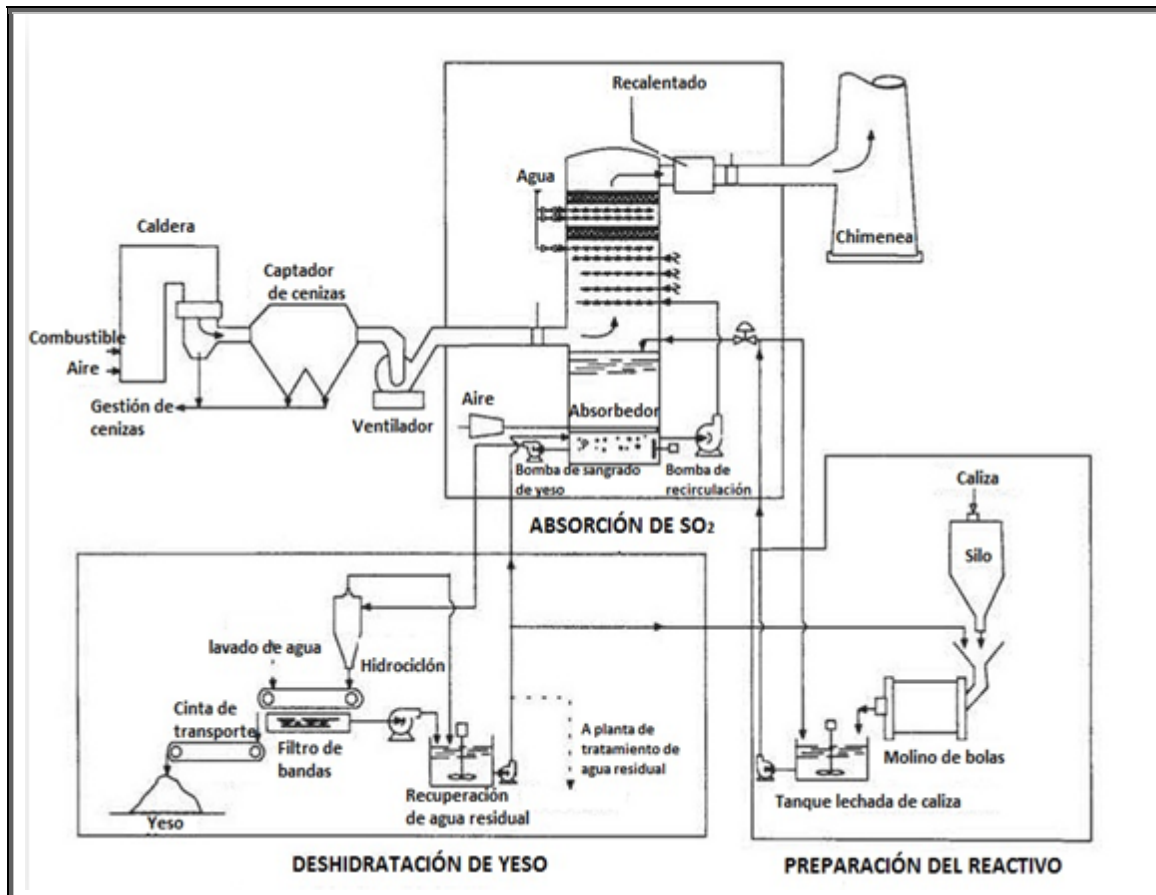


Figura 3.1.2.2.1.1. Diagrama de flujo de un proceso de absorción húmeda con CaCO_3 y oxidación forzada. Fuente: Kohl et al. (1997).

- **Absorción del dióxido de azufre**

Los gases de combustión, una vez han pasado por el equipo captador de cenizas, son conducidos hacia el absorbedor (figura 3.1.2.2.1.1.). Este reactor químico es el principal elemento del sistema, el cual puede ser de pulverización, de platos o de relleno, siendo los primeros los más utilizados, en los cuales se produce el lavado de los gases mediante la recirculación con bombas de una lechada entre el cárter del reactor y unos bancos de atomización, provistos de boquillas de pulverización a distintos niveles de altura (figuras 3.1.2.2.1.2. y 3.1.2.2.1.3.). La lechada que circula en el ciclo del absorbedor contiene en suspensión aproximadamente un 15% de sulfato de calcio, sulfito de calcio, caliza sin reaccionar y diversos materiales solubles. El número de boquillas pulverizadoras y el grado de atomización de la lechada deben ser suficientes para conseguir que el líquido cubra totalmente la sección transversal de la torre, garantizando un correcto contacto líquido/gas, proporcionando además una densidad de pulverización de forma uniforme. Hay dos configuraciones básicas, de un paso en contracorriente y de dos pasos en contracorriente.

Las paredes del desulfurador se recubren de materiales resistentes a la corrosión por ataques ácidos (gomas o aleaciones especiales), debido a que este tipo de absorción húmeda produce como producto intermedio de la reacción ácido sulfúrico.

El fondo del desulfurador se utiliza como tanque de neutralización y de oxidación. El líquido ácido del lavado se neutraliza con lechada de caliza pura antes de ser recirculado de nuevo a la torre. La oxidación forzada se obtiene inyectando aire en la mezcla en el cárter del absorbedor, provocando la transformación del sulfito y el bisulfito disueltos en sulfato de calcio como producto final de la reacción de absorción y favoreciendo la precipitación de éste. El grado de oxidación que se puede obtener depende de la profundidad del cárter del absorbedor y de la cantidad de aire. Un diseño típico para una oxidación completa (>99%) supone la inyección de 1,5 moles de O_2 por mol de SO_2 absorbido. Se necesita una oxidación casi completa si se pretende producir sulfato de calcio de calidad comercial. El aire de oxidación se enfría y se satura con agua previamente a ser inyectado en el tanque de reacción con el objeto de evitar la formación de depósitos. Los inyectoros de aire se encuentran localizados delante de cada agitador. Estos agitadores aseguran la suspensión de sólidos y la dispersión del aire de oxidación en dicho tanque, favoreciendo la mezcla homogénea de la lechada.

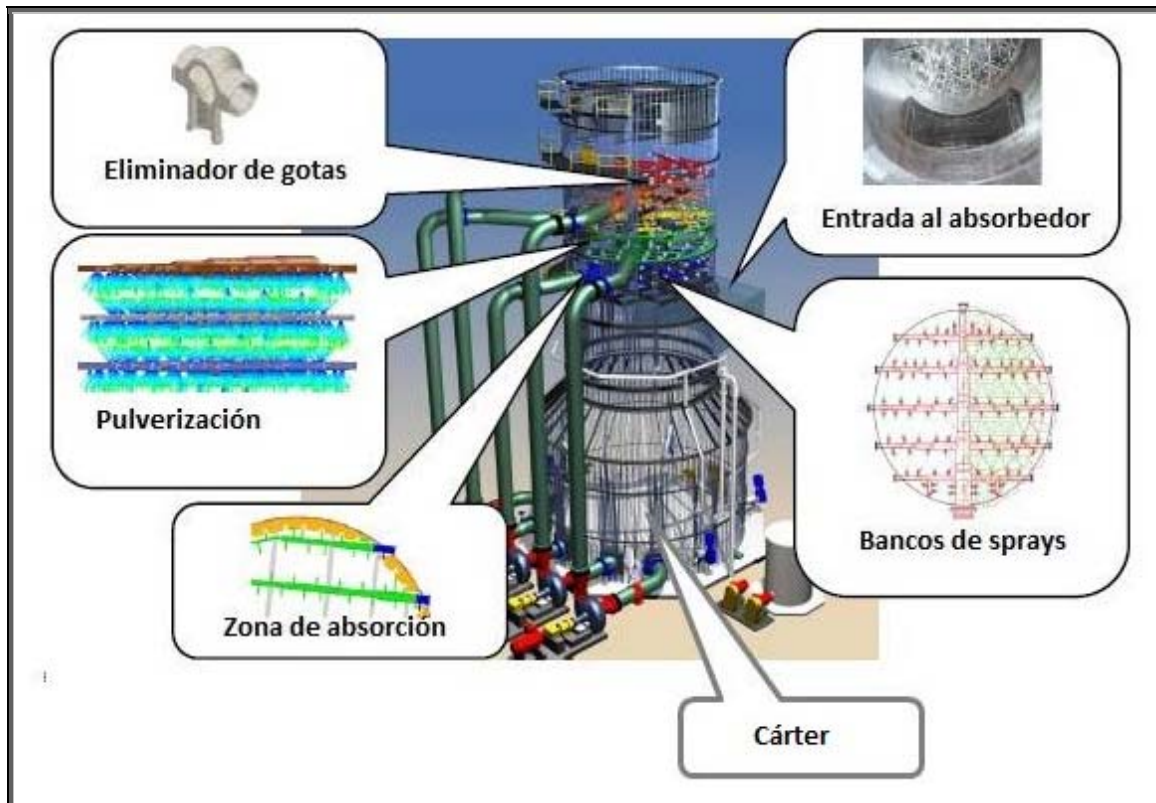


Figura 3.1.2.1.2. Absorbedor. Fuente: Babcock Power Inc. (2011)

Los gases antes de abandonar el desulfurador, pasan a través de un eliminador de niebla. El sistema de niebla consta de dos etapas, el flujo del gas es vertical con respecto al dispositivo; además existen dos niveles de lavado.

La eliminación de las pequeñas gotas de lechada arrastradas por los gases ha demostrado ser un problema de difícil solución, principalmente por la tendencia del líquido recuperado a depositar materiales sólidos en las superficies del eliminador de gotas, causando obstrucciones y operaciones ineficientes (Kohl, 1997). Para evitar estos problemas, los eliminadores de niebla se limpian con agua en forma discontinua a través de un ciclo de lavado predefinido. El lavado del eliminador de gotas se efectúa en paralelo y en contracorriente. La presión de lavado del sistema se diseña para permitir que los sólidos y líquidos químicamente reactivos vuelvan a caer hacia la zona de reacción. Para el lavado se debe utilizar agua con bajo contenido en sólidos y en sulfatos.

Los gases depurados abandonan el desulfurador enfriados y saturados de vapor de agua.

Posteriormente los gases se recalientan para mantener la flotabilidad del penacho y prevenir condensaciones de agua y deposiciones de sólidos a lo largo de los conductos. Los tipos de recalentadores utilizados pueden ser:

- Intercambiador gas – gas tipo Ljungström, aprovechando los propios gases de escape antes de ser introducidos en el absorbedor.
- Inyecciones de vapor.
- Intercambiadores de vapor líquido – gas.
- Bypass de una fracción de los gases de escape y mezcla posterior con los gases ya depurados procedentes del absorbedor.
- Postcombustión con, por ejemplo, gas natural.
- Calentamiento con aire precalentado previamente en un intercambiador aire – gas tipo Ljungström.

Normalmente se hace necesaria la instalación de ventiladores de refuerzo para compensar la pérdida de carga sufrida por los gases a lo largo del proceso de lavado y asegurar un tiro adecuado.

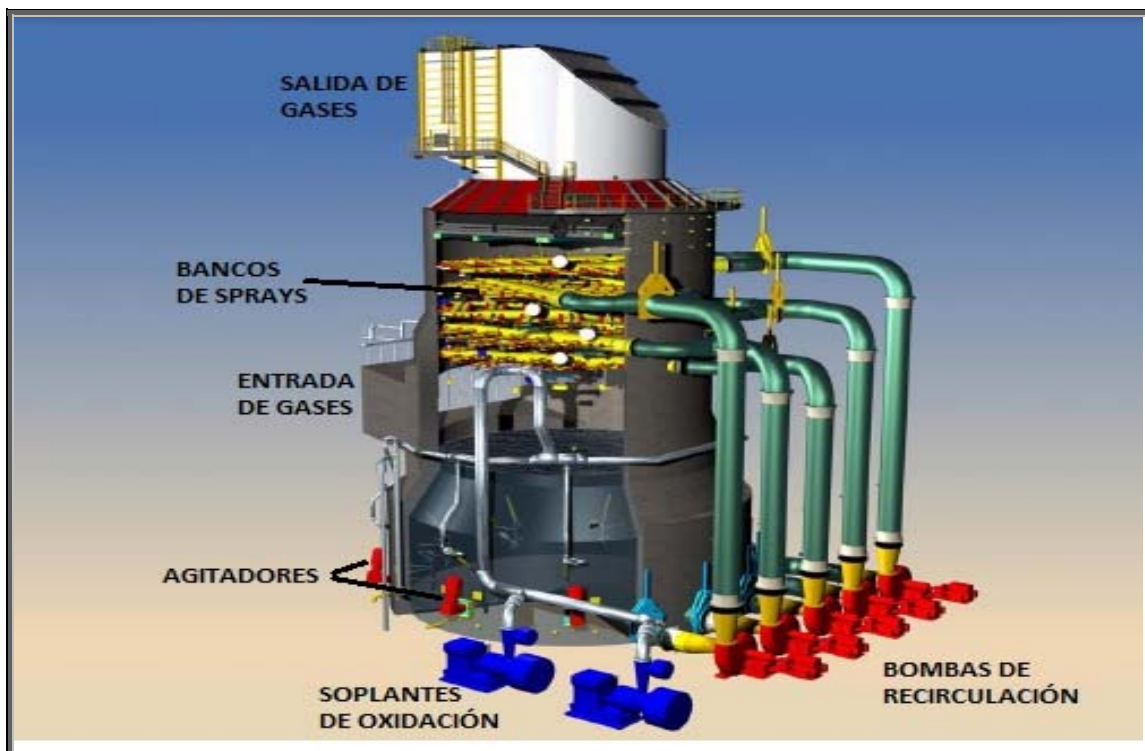


Figura 3.1.2.2.1.3. Absorbedor. Fuente: Licata T. (2007).

- **Preparación del reactivo.**

En las instalaciones de las centrales térmicas que tienen implementada esta tecnología se suele disponer de una nave de almacenamiento de la caliza. Mediante cintas se transporta la piedra caliza a unos silos que alimentan un molino de bolas húmedo (figura 3.1.2.2.1.4.), que moltura el sólido con el agua que se inyecta al mismo, dando como resultado final el reactivo que es una lechada de caliza. Ésta se hace pasar posteriormente por un clasificador, que suele ser un sistema separador de hidrociclones, para conseguir la densidad

deseada. Posteriormente se almacena en un tanque en espera de ser introducida en el absorbedor.

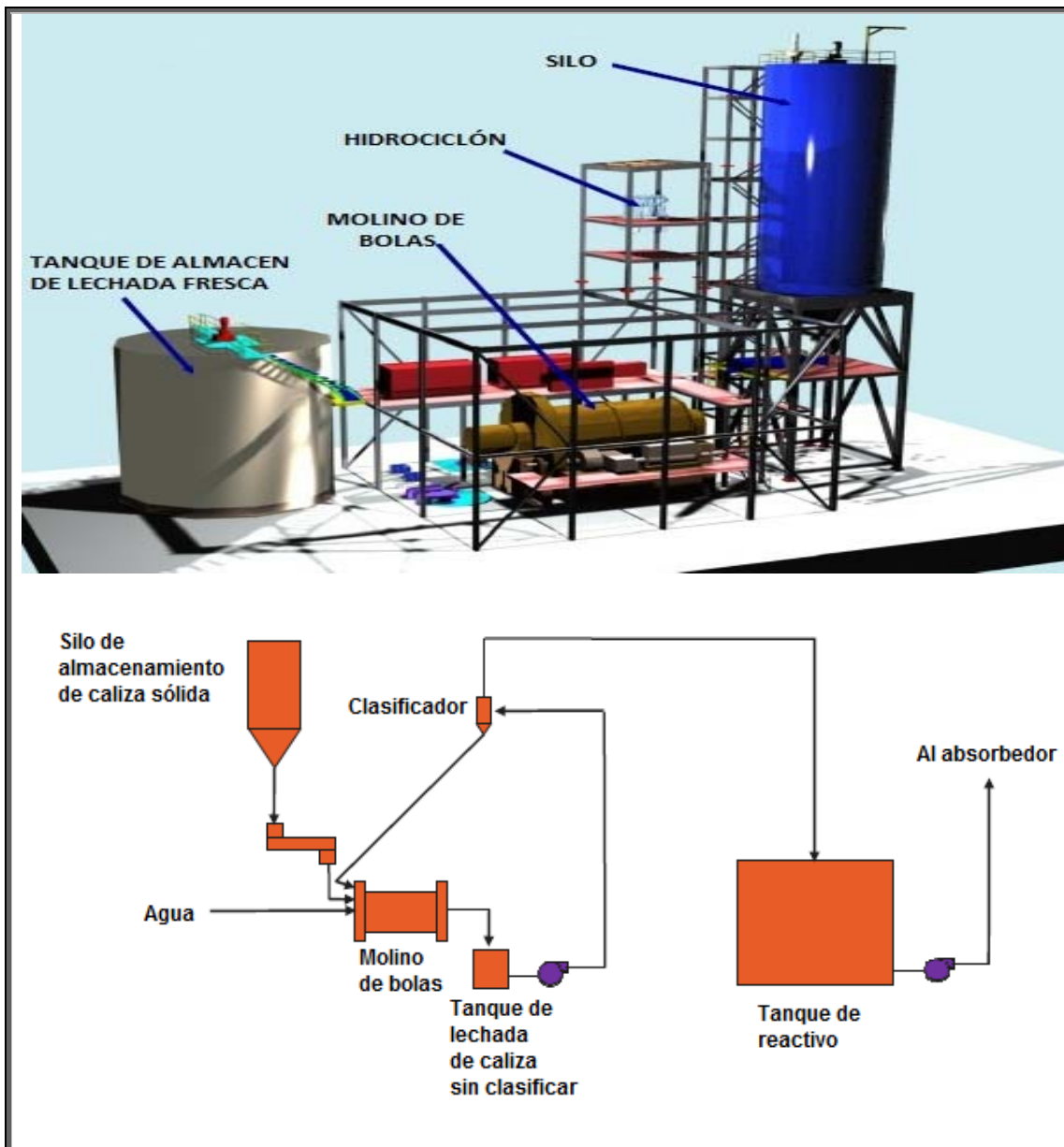


Figura 3.1.2.2.1.4. Sistema de preparación del reactivo. Fuente: Gansley R. (2007).

- **Deshidratación del yeso.**

La suspensión acuosa de sulfato de calcio se retira de la parte inferior del cárter del absorbedor mediante bombas (figura 3.1.2.2.1.5.). De esta se elimina una primera fracción de agua mediante hidrociclones; seguidamente se procede a un secado secundario con filtros o centrifugadoras. No obstante el método más común es una primera etapa de hidrociclones, donde se separa la parte más densa de la menos densa. La primera, que es yeso con aproximadamente un 90% en sólidos, se somete a un secado por filtración a

vacío mediante un sistema de cintas de bandas y el yeso secado se lleva para su gestión como residuo, o bien como producto comercializable, en caso de que tenga la calidad apropiada para su venta. Por otro lado, la parte menos densa, debido a que tiene una alta concentración de cloruros, por lo que no puede ser recirculada al sistema, previo paso por una segunda etapa de hidrociclones, se gestiona en una planta de tratamiento de aguas residuales, sufriendo un tratamiento con etapas de neutralización, floculación y decantación.

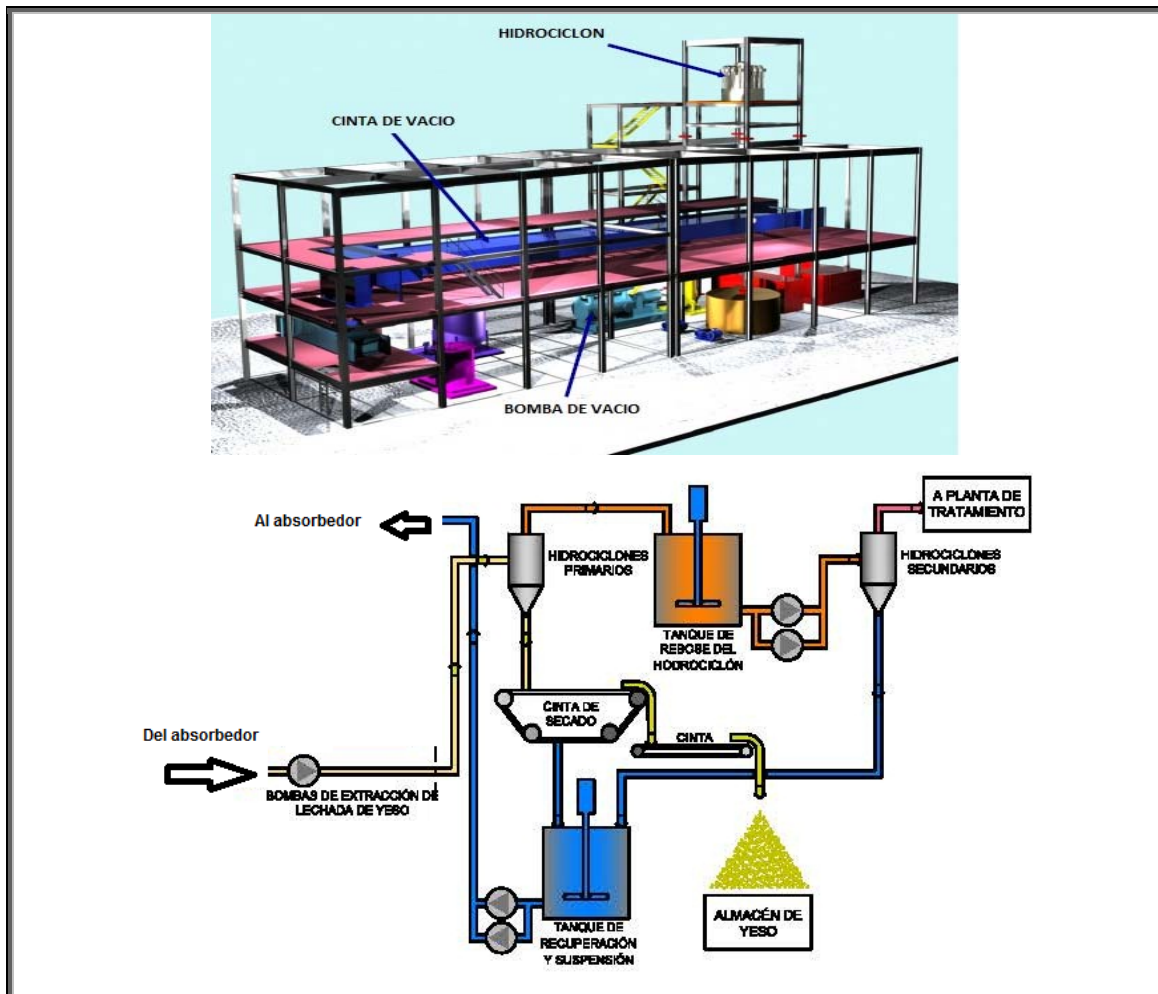


Figura 3.1.2.2.1.5. Sistema de secado de yeso por filtración por vacío. Fuente: Gansley R. (2007).

3.1.2.2.2. Reacciones químicas del proceso

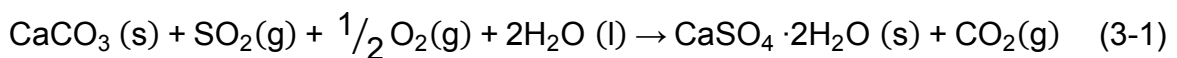
Según Kill et al. (1998), en el reactor de las plantas de desulfuración que utilizan la tecnología húmeda con oxidación forzada se producen reacciones en tres fases (gaseosa, líquida y sólida), donde la eficiencia del proceso

depende de las cuatro etapas controlantes que determinan la velocidad del mismo. Ésta son la absorción del SO₂, la oxidación del HSO₃⁻, la disolución de la caliza, y la cristalización del yeso, las cuales están representadas esquemáticamente en la figura 3.1.2.2.1.

Gases de combustión	Fase Líquida	Fase Sólida	Etapas controlantes
SO ₂	$\text{SO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}^+ + \text{HSO}_3^- \quad (\text{I})$ $\text{HSO}_3^- \rightleftharpoons \text{H}^+ + \text{SO}_3^{2-} \quad (\text{II})$		Absorción SO ₂
O ₂	$\text{HSO}_3^- + 0,5\text{O}_2 \rightarrow \text{H}^+ + \text{SO}_4^{2-} \quad (\text{III})$ $\text{H}^+ + \text{SO}_4^{2-} \rightleftharpoons \text{HSO}_4^- \quad (\text{IV})$		Oxidación HSO ₃ ⁻
CO ₂	$\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ \quad (\text{V})$ $\text{HCO}_3^- \rightleftharpoons \text{CO}_3^{2-} + \text{H}^+ \quad (\text{VI})$ $\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}^+ + \text{OH}^- \quad (\text{VII})$	CaCO ₃	Disolución caliza
	$\text{Ca}^{2+} + \text{SO}_4^{2-} + 2\text{H}_2\text{O} \quad (\text{VIII})$	CaSO ₄ ·2H ₂ O	Cristalización yeso

Figura 3.1.2.2.1. Reacciones químicas en los procesos de desulfuración húmeda de los gases de combustión con carbonato cálcico y oxidación forzada. Fuente: Kill S. et al. (1998).

La reacción total puede ser expresada como (Kill, 1998):



La absorción de SO₂ puede estar influenciada por el equilibrio entre las fases gas-líquido. Cuando el SO₂ se absorbe en soluciones acuosas, las reacciones I y II, mostradas en la figura anterior, están en equilibrio a través de toda la fase líquida. Estas dos reacciones instantáneas y reversibles mejoran la difusión en la fase líquida de SO₂ permitiendo el transporte de SO₂ (aq) en forma de HSO₃⁻ y SO₃²⁻.

Los iones producidos de HSO₃⁻ pueden ser oxidados a iones SO₄²⁻ (reacción III), en presencia de suficiente O₂ (aq). Este último es absorbido del gas de

combustión en el absorbedor y del aire inyectado en el tanque de retención. Dependiendo de las condiciones del proceso, la velocidad de reacción puede ser controlada por la transferencia de oxígeno a la fase líquida y/o la velocidad de reacción. Los iones H^+ , producidos a partir de la absorción de SO_2 y la oxidación de HSO_3^- , reaccionan con las partículas de caliza, produciendo de este modo iones Ca^{2+} . El proceso de disolución está controlado por la transferencia de materia con la participación de varios iones presentes en la suspensión líquida. La disolución del CO_2 tiene una velocidad finita (reacción V).

El último paso es la cristalización del yeso, produciéndose sulfato de calcio dihidratado a partir de la reacción entre los iones Ca^{2+} liberados en el paso de disolución y los iones SO_4^{2-} generados en el paso de oxidación.

Según Kohl et al. (1997) es evidente que habrá altas eficiencias de desulfuración en condiciones de flujos de gases de combustión con bajo contenido en azufre y una solución con un pH alto. La eficiencia de desulfuración es generalmente baja con altas concentraciones de dióxido de azufre en el gas (mayores de 3000 ppm) porque, en altas concentraciones, la cantidad de dióxido de azufre en la interfase gas / líquido excede de la cantidad de alcalinidad disponible, causando una disminución del pH (figura 3.1.2.2.2.). Esto se puede deducir de la reacción I, en la cual una disminución en el pH (incremento de la concentración en ion hidrógeno) desplazará la reacción hacia la izquierda, incrementando la cantidad de SO_2 disuelto en la solución y disminuyendo la absorción del SO_2 .

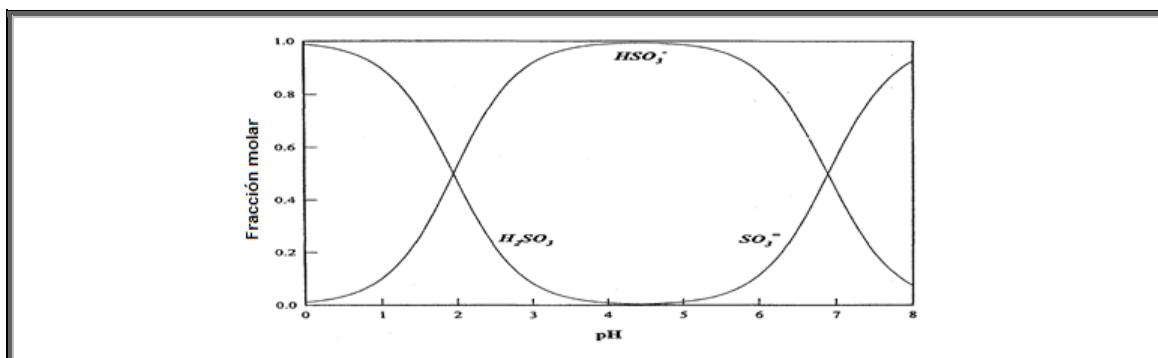


Figura 3.1.2.2.2. Curvas típicas de equilibrio. Fuente Kohl et al. (1997).

Para Kohl, la disolución y precipitación de las especies sólidas de las reacciones son regidas ante todo por la solubilidad, aunque la sobresaturación, que puede causar fenómenos de incrustaciones, ocurre bajo ciertas condiciones. Para las sales teóricamente insolubles, la solubilidad se expresa de forma más correcta en términos de producto de solubilidad (tabla 3.1.2.2.2.1), el cual, para sales que contienen un catión y un anión, es

simplemente el producto de la actividad de los iones en la solución saturada expresada como moles por cada 1,000 gramos de solución.

Tabla 3.1.2.2.1. Valores típicos de los productos de solubilidad	
Sal	Productos de solubilidad a la temperatura de referencia
CaSO ₃ · ½ H ₂ O	2,76 x 10 ⁻⁷ (40°C)
	6,8 x 10 ⁻⁸ (50°C)
CaSO ₄ · 2 H ₂ O	1,20 x 10 ⁻⁶ (40°C)
	2,20 x 10 ⁻⁵ (50°C)
CaCO ₃	0,99 x 10 ⁻⁸ (15°C)
	0,87 x 10 ⁻⁸ (25°C)

Fuente: Fuente Kohl et al. (1997).

Estos productos de solubilidad podrían ser útiles para evaluar los efectos del cambio de concentración de otros componentes en la disolución.

3.1.2.2.3. Factores de proceso en el diseño, operación y control.

Kohl (1997) afirma que los factores claves que afectan al diseño de los sistemas de absorción son el absorbente utilizado, la razón entre el caudal del líquido recirculado y el caudal de gases de combustión a depurar (L/G), la velocidad del gas, el pH de la lechada, la concentración de dióxido de azufre en el gas, el diseño del tanque de reacción, la concentración de sólidos en la lechada, la concentración de otros componentes como iones de magnesio, iones de cloruro, y aditivos; el tamaño de la partícula de yeso, el de la gota de pulverización y el grado de oxidación de la lechada. La razón estequiométrica (moles de caliza añadidas por moles de SO₂ absorbido) se considera con frecuencia como un parámetro importante de diseño, pero comienza a ser una variable dependiente si el pH de la lechada y otros factores de diseño se han fijado.

Según Kohl (1997), en términos generales, los parámetros individuales que incrementan la eliminación de dióxido de azufre del gas de combustión son:

- Incremento del caudal de líquido recirculado (L).
- Incremento del pH de la lechada fresca de caliza.
- Incremento de la concentración efectiva de iones de magnesio.
- Incremento de la concentración de iones cloruro si el pH se mantiene constante.
- Uso de un aditivo.

Warych (2001) añade otros factores que afectan a la eliminación de SO_2 , como son:

- Diámetro de la gota pulverizada en los bancos de atomización.
- Altura de la sección de absorción.
- Velocidad del gas de combustión.
- Concentración de SO_2 en el gas de combustión en la entrada al reactor.

La concentración efectiva de magnesio se define aquí como la concentración en exceso de la requerida para neutralizar los iones cloruros.

Desde un punto de vista del proceso, los pasos que ocurren en la lechada del absorbedor son los siguientes (Kohl, 1997):

1. Disolución de la caliza añadida.
2. Reacción para formar y precipitar sulfito cálcico y co-precipitar sulfito y sulfato cálcico.
3. Absorción del oxígeno.
4. Precipitación del sulfato cálcico.

La oxidación se completa en este proceso inyectando burbujas de aire mediante soplantes en el cárter del absorbedor. Debido a la baja solubilidad del oxígeno en agua, la extensión del tiempo de residencia del líquido ayuda a la oxidación forzada. Incrementando el tiempo de residencia del líquido generalmente incrementa la utilización del reactivo. Muchos FGD operan con tiempos de residencia en el tanque de reacción de 6 a 10 minutos.

El pH en el tanque de reacción debe ser bajo (usualmente en el rango de 5 a 5,8) para asegurar una oxidación a sulfato del 100%. El valor exacto de pH depende del proceso y de factores específicos particulares de cada planta. con calizas con alto contenido en cloruros pueden tener pH de hasta 4,8, y en el caso de sistemas con cenizas volantes, hasta 4. A bajo pH, los cristales de sulfito se disuelven, y los iones resultantes se oxidan a formas de yeso. La oxidación completa del sulfito permite estar cerca de la presión de vapor de equilibrio del SO_2 , por lo tanto, se pueden lograr elevadas eficiencias de eliminación de dióxido de azufre a pesar de trabajar a pH bajo. En todo caso, las especificaciones de yeso por lo general requieren tener menos de un 5% de impurezas, por lo tanto si la caliza trae bastantes impurezas, su utilización debe ser alta.

La tasa de aire de inyección forzado suele ser tres veces la cantidad estequiométrica para asegurar una correcta conversión de sulfitos a sulfatos.

El incremento de la profundidad de la lechada aumenta el tiempo de residencia de las burbujas de aire en el cárter del absorbedor y consecuentemente la

utilización del oxígeno. Sin embargo, la potencia requerida para inyectar aire aumenta con la profundidad. Incrementando la profundidad (o lo que es lo mismo, el nivel de la lechada), en un tanque de diámetro constante, aumenta el tiempo de residencia de la lechada, con el consecuente incremento de la utilización del oxígeno y el tamaño del cristal del yeso.

Mientras se han desarrollado programas computerizados extensamente utilizados como el FGDPRIISM para diseñar y modelar estas plantas de desulfuración, Kohl (1997) expone un enfoque simplificado para dimensionar estos absorbedores, utilizando un coeficiente volumétrico de transferencia de materia. El modelo supone recta la línea de operación, presión parcial de equilibrio del SO₂ despreciable sobre la lechada y presión atmosférica de operación en el absorbedor. La velocidad de absorción del SO₂ en la torre se define como sigue según Kohl (1997):

$$R = G(Y_1 - Y_2) = K_{ga} \cdot V \cdot (Y_1 - Y_2) / \ln(Y_1/Y_2) \quad (3-2)$$

Donde:

R = velocidad de absorción del SO₂, moles/h.

G = Caudal molar de gases, moles/h.

Y₁, Y₂ = concentraciones de SO₂ a la entrada y a la salida del absorbedor, respectivamente, moles SO₂ / mol de gas de combustión.

V = volumen en el absorbedor, m³

K_{ga} = coeficiente volumétrico global de transferencia de materia, moles/h·m³

La ecuación anterior puede ser escrita en términos de eficiencia de eliminación de SO₂ (E):

$$K_{ga} = (G / V) \cdot \ln[1/(1-E/100)] \quad (3-3)$$

Donde:

$$E = (1 - SO_{2 \text{ salida}} / SO_{2 \text{ entrada}}) \cdot 100$$

SO_{2 entrada} = concentración de dióxido de azufre a la entrada al absorbedor.

SO_{2 salida} = concentración de dióxido de azufre a la salida del absorbedor.

La ecuación 3-3 puede ser utilizada para predecir la eficiencia cuando se conoce el coeficiente global de transferencia de materia para un determinado absorbedor. Este coeficiente se determina experimentalmente en plantas piloto o plantas a escala real. Para las torres de absorción, el coeficiente global de transferencia de materia, K_{ga} , se ha correlacionado con tres variables: velocidad del gas (U), densidad del líquido (L), y concentración de SO_2 a la entrada (Y), según Kohl (1997):

$$K_{ga} = C \cdot U^m \cdot L^n / Y_1^p \quad (3-4)$$

Donde:

C = constante de proporcionalidad.

m, n, p = coeficientes de correlación.

En este modelo, el pH y el tamaño de la gota no son variables en la ecuación.

Los sistemas de caliza deben diseñarse cuidadosamente para que no se produzcan incrustaciones que den lugar a obstrucciones. Esto implica una serie de consideraciones. El tamaño del tanque de reacción debe ser diseñado lo suficientemente amplio y la proporción líquido a gas lo suficientemente alta para evitar sobresaturación de sulfito y sulfato de calcio, lo cual puede causar una precipitación incontrolada. Si hay suficientes gérmenes de cristales presentes en la lechada, puede mejorar la velocidad de precipitación y generar caminos preferenciales de la misma. El tiempo de retención en el cárter del absorbedor debe ser adecuado para que se produzca la precipitación. Las incrustaciones en los eliminadores de niebla se producen como resultado de un exceso de caliza en la gota de lechada que reacciona con el SO_2 residual. El producto de la reacción forma depósitos en las superficies del eliminador de niebla, que pueden incluso obstruir el paso de gases por el mismo (Kohl, 1997).

El control del proceso (figura 3.1.2.2.3.1.) es importante para mantener el pH, la densidad de la lechada y el balance de agua. La eficiencia de eliminación del SO_2 se mantiene por el control del pH. Las incrustaciones y tamaño de los cristales se regulan por el control de la densidad de la lechada. El nivel del líquido contenido en el cárter y la frecuencia del lavado del eliminador de nieblas son funciones de control del balance de agua.

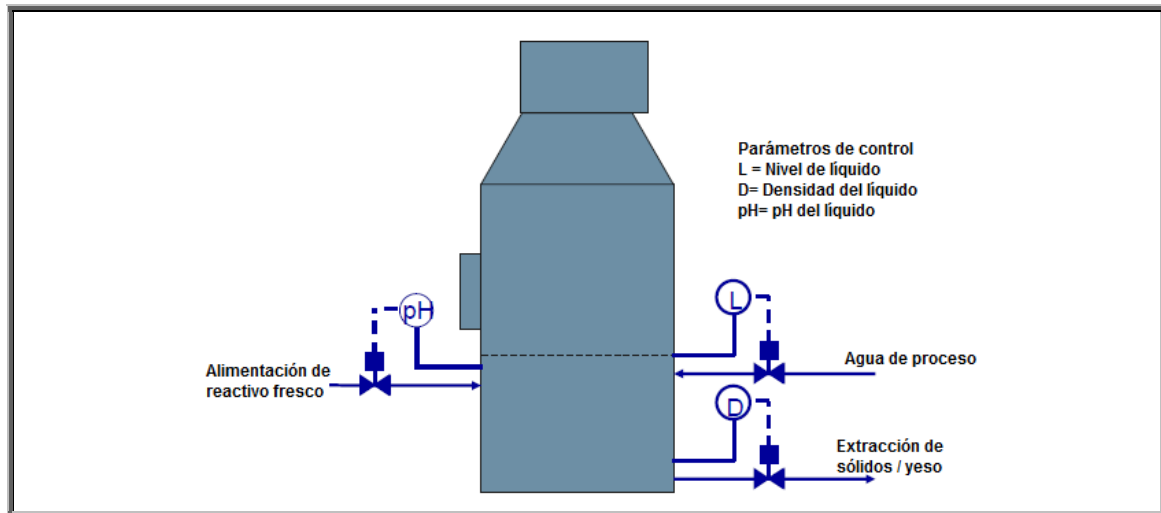


Figura 3.1.2.2.3.1. Lazos principales de control en el absorbedor. Fuente Gansley (2008).

Para que sean posibles los fenómenos físicos y químicos descritos anteriormente es necesaria la utilización de elementos como bombas, válvulas, tanques, equipos mecánicos, eléctricos, químicos, instrumentación, electrónica, automatización, etc. Para que el proceso FGD sea fiable, todo lo anterior debe estar perfectamente coordinado y supervisado.

Los modernos sistemas de control distribuidos permiten el control y automatización de los procesos y componentes, monitorizar los parámetros de los procesos y realizar seguimientos en continuo de la tendencia de los mismos, presentar datos históricos, informes, etc.

3.1.2.2.4. Aditivos químicos para mejorar la eliminación del SO₂.

La eficiencia en la captura del SO₂ se puede mejorar ampliamente utilizando aditivos que acrecienten la alcalinidad de la fase líquida. Los aditivos pueden utilizarse además para reducir el consumo de caliza, los costes de operación o para incrementar la flexibilidad del proceso (Chang 1983); por ejemplo: en aplicaciones donde el contenido de azufre del combustible es altamente variable, es más económico diseñar el absorbedor para unas condiciones de SO₂ de entrada promedio y utilizar un aditivo químico para mantener la eliminación de SO₂ deseada cuando se queme combustible con mayor contenido de azufre, que diseñar un absorbedor para el caso más desfavorable de contenido de azufre.

Se han venido utilizando tres aditivos en los sistemas LSFO actualmente en operación para mejorar la eficiencia de eliminación de SO₂: ion magnesio,

ácidos orgánicos dibásicos (DBA) y ácido fórmico (Kohl et al., 1997), siendo muy populares los DBA.

Los DBA son una mezcla de tres ácidos dicarboxílicos: ácido succínico, glutárico y adípico.

Los DBA mejoran la eficiencia de eliminación de SO_2 proporcionando alcalinidad; actúan aceptando protones (H^+) a medida que la mezcla de reciclado absorbe el SO_2 .

Los DBA se pierden por medio de dos mecanismos: la degradación oxidativa y la precipitación con los sólidos de sulfito/ sulfato de calcio.

3.1.2.2.5. Ventajas e inconvenientes del sistema de desulfuración por vía húmeda de caliza con oxidación forzada.

Las principales ventajas de estos sistemas son (Sargent & Lundy, 2002):

- Es la tecnología más desarrollada en la actualidad, con un número elevado de experiencias en plantas de generación térmica a nivel mundial, lo que asegura un alto grado de fiabilidad de la inversión.
- Se pueden lograr altos rendimientos de desulfuración, por encima del 95%.
- Son sistemas versátiles, adaptables a plantas que utilicen combustibles de distintos contenidos de azufre.
- Se pueden tratar altos volúmenes de gas, lo que lo hacen aptos para plantas de elevada potencia.
- El reactivo tiene un coste relativamente bajo comparado con los de otros sistemas de desulfuración y es de alta disponibilidad.
- Es aceptable el número de proveedores que diseñan y suministran estas plantas, lo que hace competitivo el mercado.
- El subproducto final (yeso) puede tener calidad comercial, lo que hace posible un retorno monetario.
- El sistema de desulfuración de gases es poco sensible a las perturbaciones operacionales de la caldera y los modos de funcionamiento típicos.

Por otro lado, las principales desventajas que nos encontramos son:

- La gran cantidad de reactivo necesario, en especial cuando el contenido en CaCO_3 de la caliza sea bajo. Ello obliga por una parte al suministro continuo de material, siendo necesarios normalmente grandes parques

de almacenamiento, y por otra parte importantes trasiegos tanto de caliza como de suspensión de lavado.

- Otro inconveniente fundamental es la gran cantidad de residuos que genera. Estos residuos, compuestos esencialmente por sulfito y sulfato de calcio (yeso) y carbonato cálcico sin reaccionar, no son peligrosos, pero sí difíciles de deshidratar y eliminar.
- Este sistema exige unas actuaciones de mantenimiento de las instalaciones importantes por los siguientes aspectos:
 - El alto riesgo de deposición de los residuos en el sistema debido a la relativa insolubilidad de los productos de la reacción.
 - Los problemas de abrasión y flujo en los equipos de manipulación, alimentación y almacenamiento de la caliza.
 - El desgaste de las superficies debido al ácido sulfúrico que se produce como producto intermedio de la reacción de absorción.
- En estos procesos recirculan grandes cantidades de lechada, con el consecuente elevado consumo eléctrico de las bombas.
- La pérdida de carga a través del absorbedor es elevada, lo cual hace necesaria la instalación de ventiladores de refuerzo de alto consumo eléctrico para hacer pasar los gases a través del reactor.
- Se produce gran cantidad de subproducto, y si la calidad del yeso es insuficiente o el mercado para el mismo cerca de la planta no es adecuado, puede suponer altos costes de gestión en vertederos.
- La elevada corrosión de los materiales donde se producen las lechadas, eleva los costes de los equipos al tener que estar fabricados con materiales anticorrosión. Debido a esto, también se elevan los costes de mantenimiento.
- La presencia de ácido clorhídrico (HCl) en los humos de la combustión produce cloruro de calcio (CaCl_2), que retarda la disolución de la caliza y dificulta por tanto el proceso.

Efectos del cloruro.

Según Kohl (1997) el efecto de una alta concentración de iones cloruro en la lechada del absorbedor cobra importancia por los circuitos cerrados de agua en los sistemas de desulfuración de gases. El cloruro puede provenir del carbón (introduciéndose como HCl en el flujo de gases de combustión), o entrar con el agua de proceso. El primero termina como cloruro de calcio en la lechada del absorbedor, mientras que el procedente del agua de proceso es más tendente a terminar en forma de cloruro de sodio. Técnicamente ambos poseen el mismo anión, pero el contraión son diferentes cationes. Los efectos más severos son los producidos por el cloruro de calcio sobre la eficiencia de

eliminación del SO_2 . Por otro lado, los cloruros de magnesio y sodio dan lugar a efectos diferentes tal como se aprecia en la figura 3.1.2.2.5.1., pudiendo encontrarse situaciones de ligero beneficio o ningún perjuicio con moderadas concentraciones de ion cloruro.

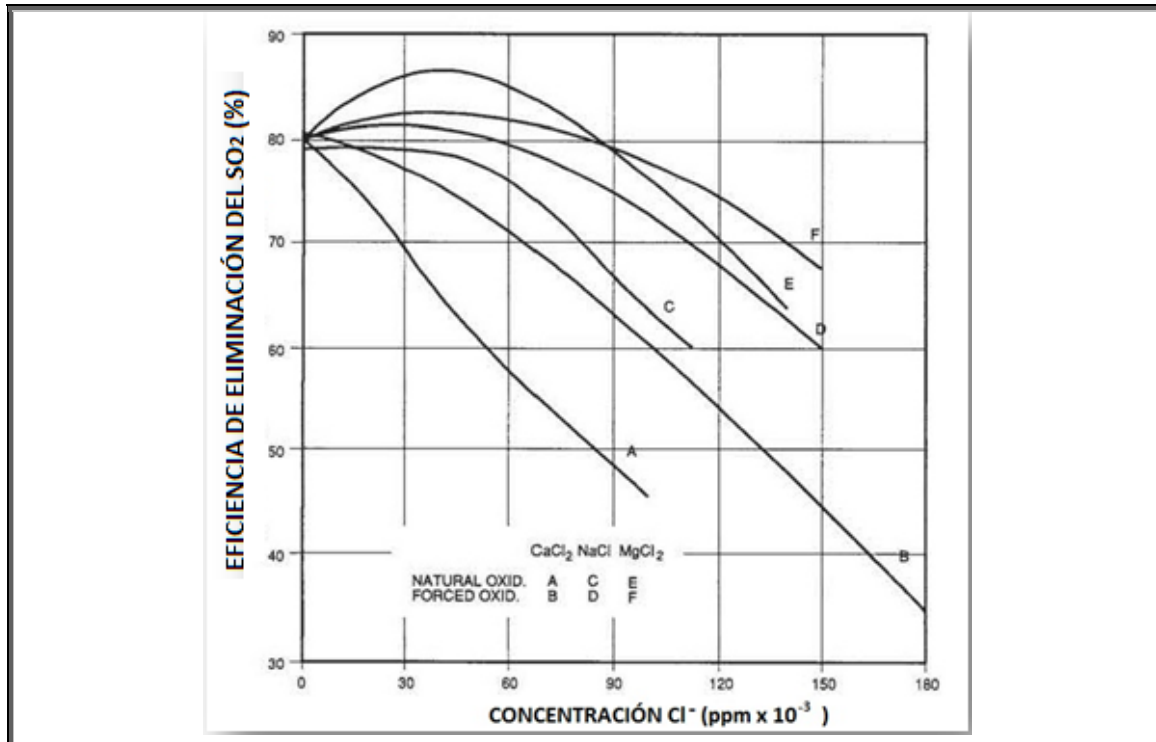


Figura 3.1.2.2.5.1.: Comparación de la eficiencia de eliminación del dióxido de azufre como función de la concentración del ion cloruro en la suspensión para tres compuestos de cloro, en tecnologías basadas en caliza, con oxidación natural o forzada. Fuente: Kohl et al. (1997).

Continuando con la disminución de la eficiencia de eliminación del dióxido de azufre, la acumulación de cloruro de calcio en la lechada de caliza causa una disminución del pH, con una posible disminución en la velocidad de sedimentación de la lechada, incrementando el riesgo de deposición e incrustaciones de sedimentos. Los ácidos DBA son muy efectivos para disminuir el efecto del cloruro de calcio sobre la eficiencia de eliminación del SO_2 . De todos modos, se necesitará altas concentraciones de DBA para mantener constante la eficiencia de eliminación si hay un aumento de concentración de cloruro de calcio en la lechada (Kohl, 1997).

Problemas en los FGD y causas potenciales.

En la tabla 3.1.2.2.5.1. se resumen los problemas principales que tienen lugar en los FGD así como sus causas potenciales.

Tabla 3.1.2.2.5.1. Problemas en los FGD y causas potenciales	
Problema del proceso	Causa potencial
Insuficiente depuración del SO ₂	Baja alcalinidad de la fase líquida Baja área superficial de transferencia de materia y/o inadecuado tiempo de contacto entre el gas de combustión y la lechada recirculada. Baja razón líquido/ gas (L/G) Baja reactividad de la caliza
Pobre utilización del reactivo	Inadecuada medida de pH y/o sistema de control. Inadecuado tamaño de la partícula por una deficiente molienda. Deposición de sulfitos Inhibición del proceso por aluminio/fluoruro
Incrustaciones y obstrucciones en el eliminador de niebla	La niebla o el agua de lavado están saturadas de yeso. Pobre utilización de la caliza. Escasa frecuencia de lavado del eliminador de niebla.
Incrustaciones en la envolvente del absorbedor	Áreas localizadas de alta saturación relativa de yeso. Pobre distribución de la lechada sobre la superficie de la envolvente.
No se secan adecuadamente los sólidos de yeso	Inadecuada oxidación / pequeño tamaño del cristal. Inadecuados procedimientos de operación. Obstrucciones en la líneas Colmatación de la tela de filtrado Problemas en la descarga de filtración.
Balance de agua positivo	Uso del agua de proceso para molienda de caliza. Exceso de utilización de agua en los sellos de las bombas y los agitadores. Exceso de agua de lavado del eliminador de nieblas.
Formación de ácido sulfhídrico	Bacterias anaeróbicas reductoras de azufre por prolongados periodos de inactividad del FGD.
<i>Fuente: Kohl A et al. (1997)</i>	

3.1.2.2.6. Economía del proceso.

Estimación de la inversión necesaria.

Según Sargent & Lundy (2002) la inversión necesaria para una planta LSFO depende fundamentalmente del flujo de gases a tratar, o lo que es lo mismo, de la potencia de la instalación. Otros factores que condicionan en menor medida el desembolso necesario son:

- La concentración en SO₂ de los gases a tratar (proporcional al contenido en azufre del combustible utilizado).

- La configuración del sistema (fundamentalmente el número de absorbedores).
- El nivel de redundancia de equipos (cantidad de equipos de reserva) elegido.
- Condiciones locales del emplazamiento (distancia entre instalaciones, espacio disponible, calidad de aguas, etc.)
- Calidad del reactivo a utilizar.
- Niveles de emisión finales y por tanto el grado de desulfuración necesario.
- Alcance concreto de suministro.

Estos autores estimaron los costes de capital necesarios en instalaciones con alto o bajo contenido de azufre y si son instalaciones nuevas o adaptadas para el año 2002. Se presentan tanto los costes totales como los costes por kW equivalentes (entendiendo como la potencia equivalente al flujo de gases finalmente a tratar). Este segundo modo de presentar los costes se explica porque se puede relacionar el caudal de gases a tratar en la planta desulfuradora con la potencia total generada por dicha central térmica. El capital total requerido que se presenta a continuación (Tabla 3.1.2.2.6.1.) incluye ingeniería, equipos, construcción y puesta en marcha.

Tabla 3.1.2.2.6.1. Costes de capital de una instalación con un proceso de desulfuración mediante absorción húmeda con CaCO₃ y oxidación forzada.							
Instalación nueva				Instalación adaptada			
Alto contenido en azufre		Bajo contenido en azufre		Alto contenido en azufre		Bajo contenido en azufre	
Costes totales (\$)*	Costes por kW equivalente (\$/kW)*	Costes totales (\$)*	Costes por kW equivalente (\$/kW)*	Costes totales (\$)*	Costes por kW equivalente (\$/kW)*	Costes totales (\$)*	Costes por kW equivalente (\$/kW)*
62.451.000	125	53.344.000	107	85.958.000	172	76.105.864	153
Costes totales (€)**	Costes por kW equivalente (€/kW)**	Costes totales (€)**	Costes por kW equivalente (€/kW)**	Costes totales (€)**	Costes por kW equivalente (€/kW)**	Costes totales (€)**	Costes por kW equivalente (€/kW)**
79.173.990	158	67.628.338	136	108.975.642	218	96.485.323	194

*Coste en \$ en el año 2002. Fuente: Sargent & Lundy
 **€ actualizados a 2012 según el Deflactor del PIB. Fuente: Banco de España. Cuentas Financieras de la Economía Española 1980 – 2012.

Este coste correspondería a la instalación en planta de nueva construcción, debiendo incrementarse en al menos un 15% para la adecuación de plantas existentes (Sargent & Lundy, 2002).

Estimación de costes del proceso

En los procesos energéticos es muy común utilizar el concepto de “Costes Nivelados” (Levelized Cost) para cuantificar el coste unitario de la electricidad (kWh) generada por la planta a lo largo de su vida útil, o en un periodo concreto. El coste nivelado considera la suma de todos los costes en los que incurre la planta en dicho periodo (costes de inversión, costes fijos y variables de operación, mantenimiento y costes de combustibles) en millones reales (valor de dólar ajustado por medio de una tasa de descuento para evitar el efecto de la inflación), y los divide por toda la energía eléctrica (en kWh) que la planta generará en dicho periodo. Respecto a esto último, se suele utilizar una variante que se aplica más concretamente a los procesos de desulfuración, dividiendo los costes nivelados por tonelada de SO₂ depurada para el periodo de un año. En este sentido Nolan (2000) presenta en un artículo una estimación de dichos costes para varias tecnologías de desulfuración, los cuales se exponen en la gráfica 3.15 los estimados para la tecnología LSFO Wet FGD. Nolan presenta estos costes para centrales termoeléctricas de carbón en un rango de capacidad de producción eléctrica 100 a 500 MWe, que utilizan carbones bituminosos con contenidos de azufre entre 1,5% y 3,5%, con un poder calorífico medio de 27,7 MJ/kg, y un contenido medio de cenizas de 10,77%.

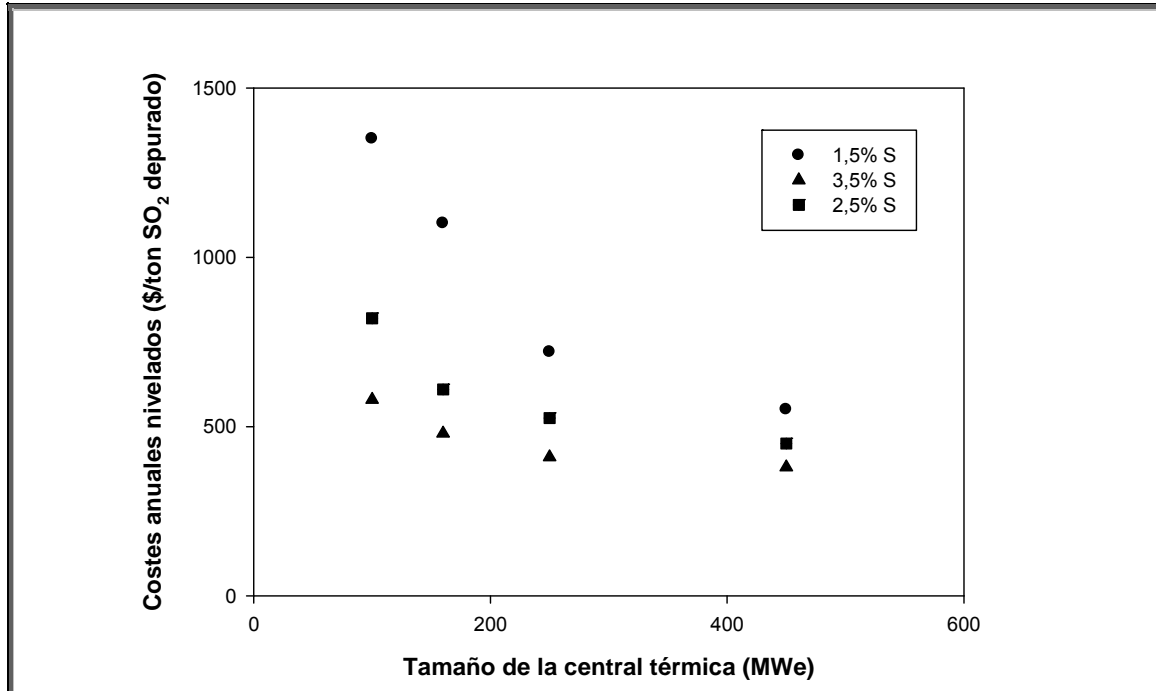


Figura 3.1.2.2.6.1. Estimación de costes nivelados de la tecnología de desulfuración por absorción húmeda con CaCO₃ y oxidación forzada en función de la potencia eléctrica de la central térmica y del contenido de azufre en el carbón utilizado como combustible. Fuente: Nolan (2000)

Estimación de los consumos eléctricos del proceso

Sargent & Lundy (2002) estimaron los consumos medios del proceso LSFO para carbones con altos (>2%) y bajos (<1%) contenidos de azufre para una unidad de 500 MW.

Uno de los mayores consumos energéticos en las plantas LSFO es el empleado por el ventilador de refuerzo para hacer circular todo el gas de combustión a través del absorbedor venciendo la pérdida de presión generada por el lavado del gas. En la tabla 3.1.2.2.6.2. se expone la estimación de dicha contrapresión para una Central de 500 MW.

Tabla 3.1.2.2.6.2. Pérdidas de presión estimadas en los LSFO o Wet FGD		
Zona	LSFO alto azufre	LSFO bajo azufre
Conducto al absorbedor (w.c.)*	1	1
Expansión en la entrada al absorbedor (w.c.)*	0,5	0,5
Bancos de atomización (w.c.)*	3,12	1,92
Caudal de líquido recirculado por caudal de gas al absorbedor (L/G)	130	80
Pérdida de presión asumida por cada 25 L/G (w.c.)*	0,6	0,6
Eliminador de gotas (w.c.)*	0,8	0,8
Contracción a la salida del absorbedor (w.c.)*	0,5	0,5
Conducto a la chimenea (w.c.)*	0,2	0,2
Presión adicional debido a la chimenea húmeda (w.c.)*	2	2
Margen (w.c.)*	1	1
Total (w.c.)*	9,1	9,1
*w.c.= pérdida de presión en pulgadas de columna de agua		
<i>Fuente: Sargent & Lundy (2002)</i>		

Se exponen a continuación (Tabla 3.1.2.2.6.3.) los consumos energéticos en el proceso de desulfuración, basados en las pérdidas de presión anteriormente expuestas y en los consumos estimados del resto de subsistemas por Sargent & Lundy (2002) para una Central de 500 MW.

Tabla 3.1.2.2.6.3. Consumos eléctricos por subsistemas en los LSFO o Wet FGD		
Subsistema	LSFO alto azufre	LSFO bajo azufre
Preparación del reactivo (kW)	530	225
Absorción de SO₂ (kW)	3391	2010
Nº de bancos de atomización en operación	4	3
Altura de elevación del banco nº4 (m)	16	-
Altura de elevación del banco nº3 (m)	14,48	14,48
Altura de elevación del banco nº2 (m)	13	13
Altura de elevación del banco nº1 (m)	11,43	11,43
Altura media de elevación de los bancos (m)	13,7	13,0
Pérdida de presión en los pulverizadores (kg/cm ²)	0,7	0,7
Peso específico de la lechada (kg/m ³)	1.090	1.090
Caudal de lechada recirculada (m ³ /h)	54292	33410
Eficiencia de la bomba (%)	85	85
Eficiencia del motor (%)	95	95
Inyección de aire de oxidación (kW)	2235	947
Transporte del flujo de gases de combustión (kW)	2420	2042
Gestión del subproducto (kW)	420	178
General (kW)	60	60
Total (kW)	9056	5642
<i>Fuente: Sargent & Lundy (2002)</i>		

3.1.2.3. Absorción húmeda con carbonato cálcico y oxidación inhibida.

Esta tecnología se conoce como Limestone Inhibited Oxidation (LSIO) y se ha diseñado para controlar la oxidación en el absorbedor, siendo una tecnología que se comporta muy bien con carbones de altos contenidos de azufre (Srivastava R et al., 2000). Su particularidad es que a menor contenido de azufre aumenta la dificultad para inhibir la oxidación.

En este proceso el gas caliente de combustión sale del dispositivo de control de partículas y entra en una torre de pulverización abierta, donde toma contacto con una lechada de CaCO₃ diluida a la cual se añade tiosulfato sódico

($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$) para prevenir la oxidación del yeso en el interior del absorbedor, bajando la oxidación de la lechada por debajo del 15%, siendo una proporción típica en esta tecnología entre el 4 y el 10%. La cantidad de aditivo necesario para inhibir la oxidación depende de las condiciones de operación del absorbedor (Miller, 2011).

A veces por consideraciones económicas se añade azufre directamente al tanque de reactivo en vez de tiosulfato a la lechada de caliza. Sin embargo la conversión a tiosulfato ocurre en el tanque de reacción cuando el azufre contacta con sulfito. El total de azufre que se convierte en tiosulfato está entre el 50 y el 75%. La cantidad requerida de tiosulfato (o azufre) necesario para lograr la oxidación inhibida es una función de las condiciones de operación.

El sulfito cálcico se forma por la reacción entre el SO_2 del flujo de gases de combustión y la lechada de caliza (CaCO_3). La lechada absorbe el SO_2 y después se drena a un tanque de recirculación por debajo de la torre.

Este proceso es capaz de eliminar más del 90% del SO_2 contenido en los gases de combustión (Srivastava R et al., 2000). En el rendimiento del LSIO influyen varios factores: la composición de los gases de combustión, y más notablemente la concentración de oxígeno, afecta al grado de oxidación de sulfito en sulfato. También afectan al rendimiento la concentración de SO_2 , el contenido de cenizas volantes a la entrada del depurador, la humedad y la temperatura del gas de combustión.

Un cambio en las características de la transferencia de materia del sistema, como la razón de SO_2/O_2 absorbido, pueden alterar el grado de la oxidación natural, y por lo tanto, determinar la dificultad de la inhibición de la oxidación. El cambio en las características de la transferencia de materia del sistema puede resultar del ajuste de la razón líquido a gas (L/G). También puede alterar la dificultad de la inhibición de la oxidación otras propiedades químicas del sistema, como la composición de la fase líquida y el pH.

El principal beneficio de esta tecnología es el control de las incrustaciones de yeso debido a una minimización de la formación de sulfato cálcico.

Un beneficio adicional del uso del LSIO se debe al incremento de la solubilidad de la caliza, lo que mejora la utilización del absorbente. Las características de deshidratación del residuo de los LSIO son mejores desde el punto de vista de operación comparado con el residuo que procede de los absorbedores donde no se ha utilizado oxidación natural, porque el sulfito cálcico tiende a formar grandes cristales.

Por otro lado, la principal desventaja de los sistemas LSIO es que produce un subproducto que hay que gestionar medioambientalmente, con poco potencial

de consumo, que acaba en vertederos. Otras desventajas es que los reactivos (tiosulfato o azufre) requieren de equipos de proceso adicionales y de particularidades en el almacenaje. Además el reactivo puede causar corrosión.

3.1.2.4. FGD basados en cal hidratada y mejora con magnesio.

El proceso (figura 3.1.2.4.1.) basado en cal hidratada (Lime) inyecta una lechada de este reactivo en una torre de pulverización en contracorriente con el flujo de gases (Srivastava, 2001).

La tecnología húmeda basada en hidróxido cálcico tiene su valor en la mejor reactividad del $\text{Ca}(\text{OH})_2$ que la lechada de caliza, pero sin embargo es más costosa la materia prima. La cinética de la absorción del SO_2 en suspensiones de hidróxido de calcio fue investigada por Ruhlanf et al. (1991).

Una variación de los procesos basados en hidróxido cálcico son los que utilizan un tipo especial de caliza que contienen magnesio además de calcio (Benson, 2001); estos se denominan Magnesium – Enhanced Lime (MEL en adelante). Debido a la gran solubilidad de las sales de magnesio comparadas con los absorbentes cálcicos, el líquido de depuración es significativamente más alcalino. Esto supone mayor eficiencia de eliminación de SO_2 en absorbedores más pequeños, y menor utilización de lechada en los procesos MEL comparados con los LSFO para el mismo nivel de eficiencia de eliminación. También, debido a la menor necesidad de recirculación de líquido en la torre de absorción, las bombas son más pequeñas que la de los procesos LSFO, y la presión que necesita el gas para circular por dicha torre también es inferior, consecuentemente el ventilador de refuerzo se puede diseñar de menos potencia; en definitiva el proceso MEL necesita menos consumo de auxiliares, es decir, menor consumo energético que el proceso LSFO. Además el yeso producido por una planta MEL es más claro que en un LSFO. Por otro lado, si se requiere, se puede obtener como subproducto el reactivo alcalino $\text{Mg}(\text{OH})_2$, pudiendo utilizarse para reducir las emisiones de SO_3 e incluso para el tratamiento de efluentes. Sada E. et al. (1997) realizaron estudios de la eliminación de SO_2 en procesos de absorción con este reactivo.

El proceso MEL utiliza $\text{Ca}(\text{OH})_2$ que contiene entre el 3 y el 6 % de porcentaje en peso de óxido de magnesio (MgO). El MgO en el $\text{Ca}(\text{OH})_2$ produce sulfito de magnesio (MgSO_3) como líquido de absorción.

El sulfito de magnesio actúa como un catalizador que mejora mucho la eficiencia de captura de SO_2 .

El sulfito de magnesio previene además los depósitos cálcicos que se forman en las partes internas de los absorbedores. La presencia de MgSO_3 en la lechada paraliza la concentración de componentes cálcicos como el yeso (sulfato cálcico) en el líquido. En ausencia del sulfito de magnesio, es común la acumulación de yeso en las paredes del absorbedor y tuberías.

Respecto a la absorción del SO_2 , la cal (CaO) con el 3–6% de MgO se adiciona como lechada a un tanque reacción. Posteriormente se introduce en el absorbedor intentando mantener un pH de 6 dentro del mismo. En el interior se produce la reacción de la cal con el SO_2 ; los productos de esta reacción son una lechada compuesta por un sólido (sulfito cálcico semihidratado) y una fase líquida que contiene sulfito magnésico. La lechada del tanque de reacción es bombeada y pulverizada a través de unas boquillas rociadoras dentro del flujo de gases. El SO_2 reacciona con el MgSO_3 para formar bisulfito de magnesio $[\text{Mg}(\text{HSO}_3)_2]$ y es absorbido por el líquido en las gotas de la lechada. La lechada entonces cae en el tanque de reacción. La cal apagada que contiene hidróxido cálcico $[\text{Ca}(\text{OH})_2]$ e hidróxido de magnesio $[\text{Mg}(\text{OH})_2]$ reacciona con el bisulfito de magnesio para precipitar sulfito de calcio semihidratado en fase sólida ($\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$) y sulfito de magnesio regenerado MgSO_3 , encontrándose éste de nuevo disponible para continuar capturando SO_2 cuando la lechada del tanque de reacción sea recirculada.

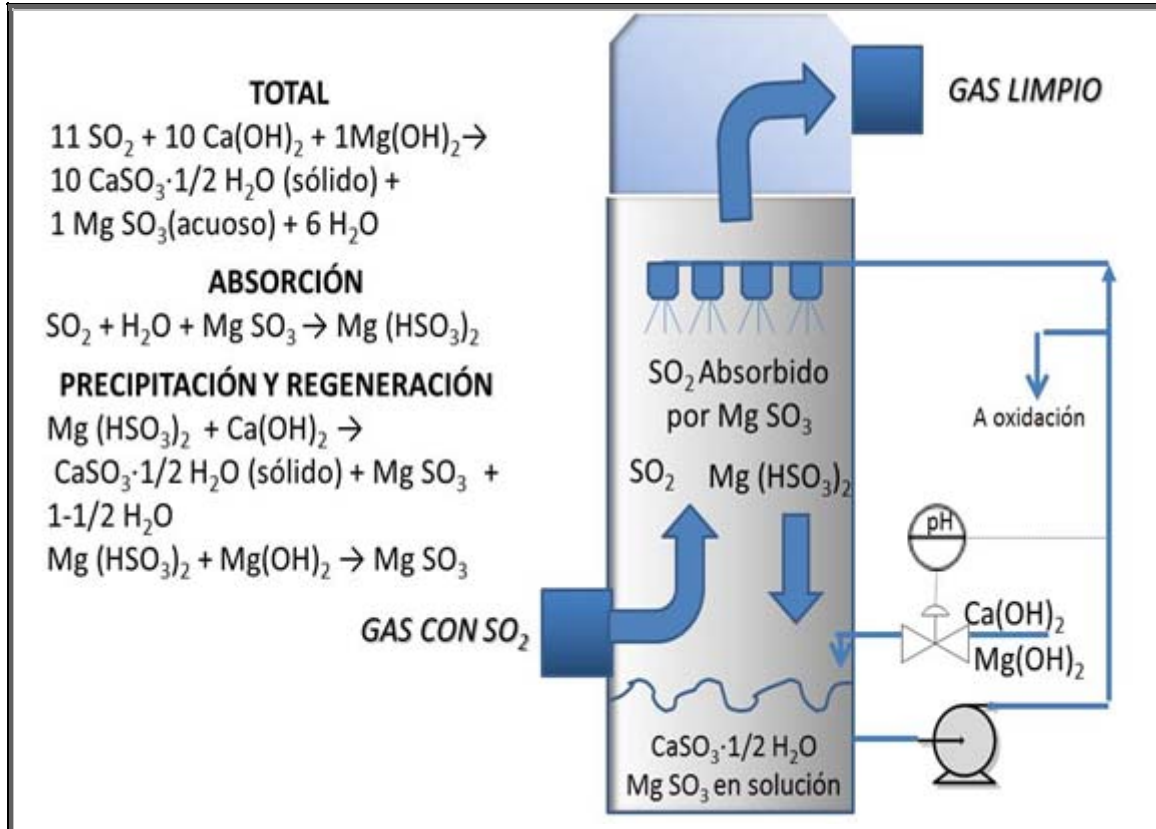
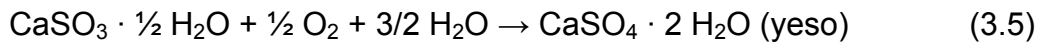


Figura 3.1.2.4.1. Absorción de SO_2 en un proceso MEL. Fuente: Benson et al. (2001).

En cuanto a la producción del subproducto, como se puede observar en la figura 3.1.2.4.2., una porción de la lechada del absorbedor, con contenido en sulfito cálcico semihidratado (sólido) y sulfito de magnesio soluble, fluye a la torre de oxidación, donde se inyecta aire comprimido por la parte inferior. El sulfito cálcico semihidratado se convierte en sulfato cálcico dihidratado, o yeso, y el sulfito de magnesio pasa a sulfato de magnesio:



El yeso se recupera por filtración y se envía a la nave de almacenamiento, para su posterior venta. La mayoría del líquido se devuelve al absorbedor, mientras que otra porción es retirada. Este último contiene MgSO_4 y queda disponible para producir hidróxido de magnesio como segundo subproducto.

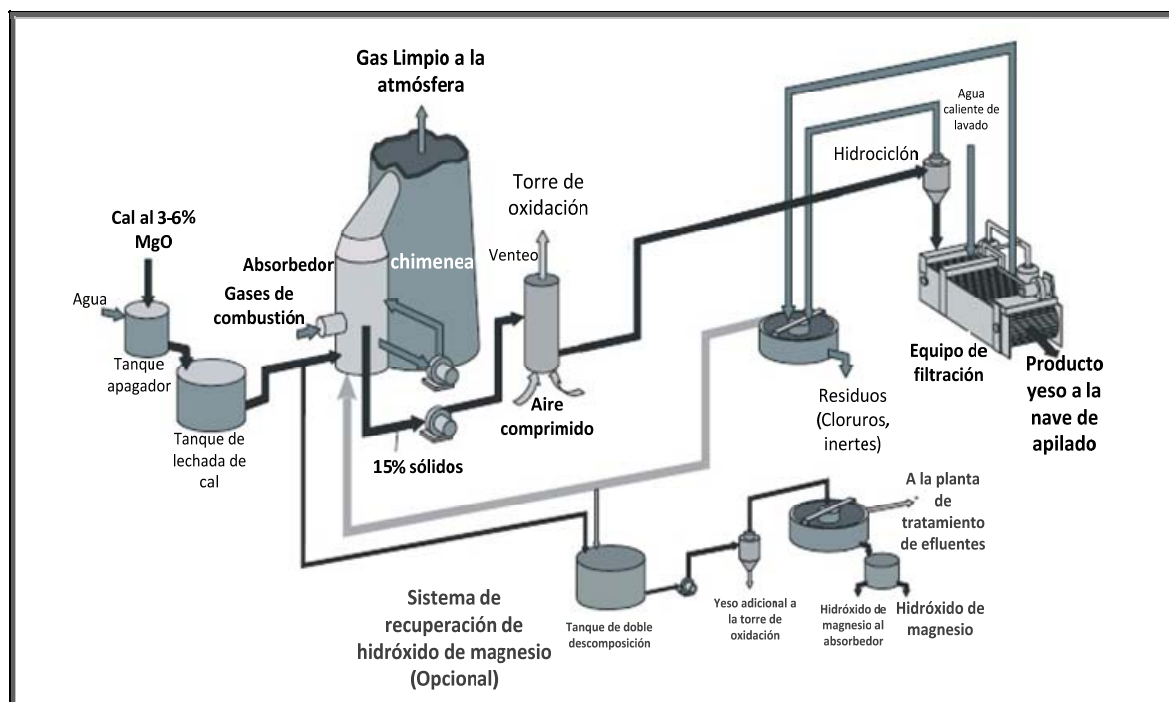


Figura 3.1.2.4.2. Proceso MEL. Fuente: Benson L et al. (2001).

3.1.2.5. FGD con agua de mar.

Este proceso (figura 3.1.2.5.1.) conocido como "The Seawater Process" utiliza la alcalinidad natural del agua de mar para neutralizar el SO_2 (Kohl, 1997). La química del proceso es muy similar a la de Caliza con Oxidación Forzada (LSFO), con la excepción de que no existe ninguna disolución o precipitación

de sólidos. En centrales eléctricas con condensadores de capacidades moderadas, el agua de mar después de pasar por el condensador de vapor, puede aprovecharse como absorbente aguas abajo del condensador para los propósitos del FGD. El agua marina es alcalina por naturaleza y tiene una gran capacidad de neutralización del SO_2 .

La absorción del SO_2 tiene lugar en el absorbedor, donde el flujo de gases y el agua marina entran en contacto a contracorriente. El efluente del absorbedor va hacia la planta de tratamiento, donde se pulveriza para oxidar el SO_2 absorbido a sulfato antes de la descarga. Debido a que el sulfato es completamente disuelto en agua marina, no se obtiene ningún producto que requiera tratarse como residuo. El sulfato es un componente natural del agua del mar, y, como mucho, puede haber una ligera concentración superior a la normal en la descarga, dentro de las variaciones naturales del agua salada, dando niveles casi indetectables a poca distancia de la descarga.

Por el motivo de que se vierte un efluente al océano, para la instalación de este tipo de tecnología, los mayores requerimientos son estudios previos medioambientales.

Las altas concentraciones de clorhídrico que se dan en estas instalaciones tras la desulfuración, deben ser tenidas en cuenta a la hora de elegir los materiales, debido a la corrosión que se produce.

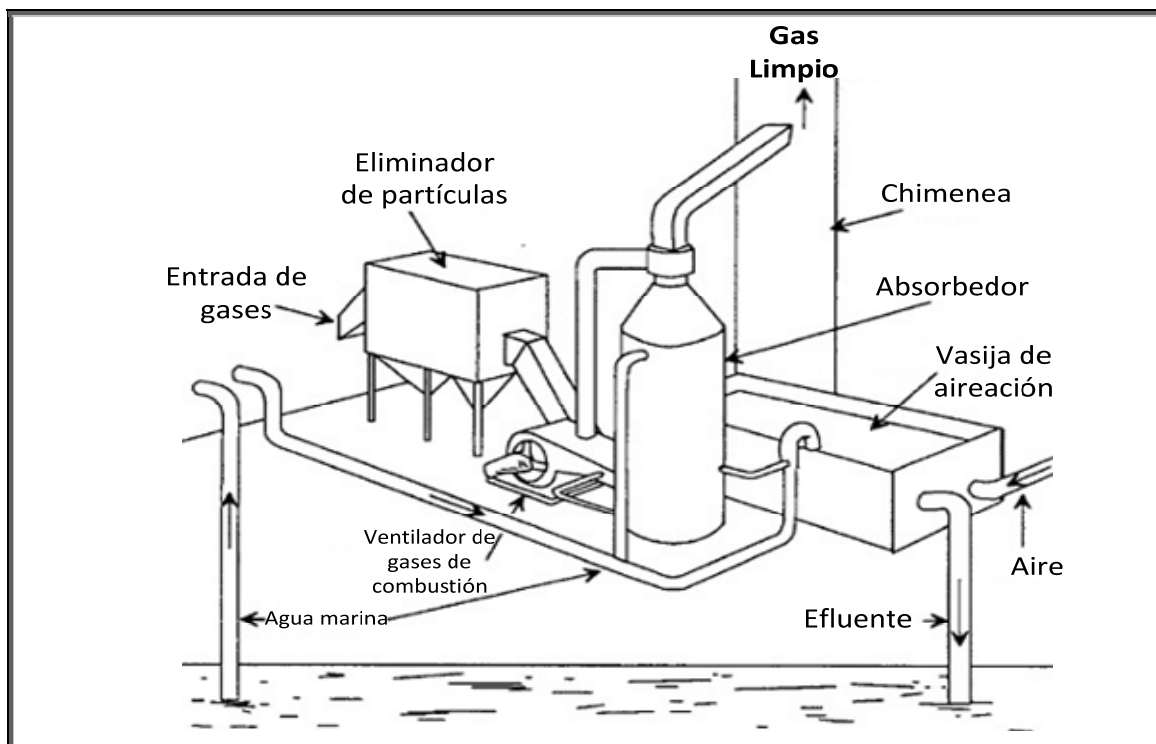


Figura 3.1.2.5.1. Proceso Seawater. Fuente: Kohl et al. (1997).

3.1.2.6. Reactor de chorro burbujeante.

Este proceso se conoce industrialmente por su reactor singular, el “Jet Bubbling Reactor”, JBR en adelante (figura 3.1.2.6.1.). Esta tecnología representa un enfoque diferente entre el contacto gas/líquido para la eliminación del SO_2 que en los casos de los LSFO y LSIO. En los JBR la absorción del SO_2 , la oxidación del sulfito/bisulfito y la precipitación del yeso se realizan en un tanque de reacción singular (Rübner-Petersen et al., 2005).

El contacto se logra haciendo pasar el gas de la combustión a través de unos tubos inmersos por debajo de la superficie de la lechada de caliza (figura 3.1.2.6.2.).

Se forma pues, la llamada zona burbujeante, en la que el gas de combustión burbujea vigorosamente a través del líquido envolvente, creando una gran área interfacial líquido/gas para la absorción del SO_2 . En esta zona, se mantiene un pH ligeramente inferior al de los LSFO (3,5 – 4,5 comparado con 5,5 – 6,5) para incrementar los ratios de reacción y prevenir formaciones de depósitos de sulfitos y carbonatos, neutralización y oxidación de bisulfitos y formación de cristales de yeso. El bajo pH en los JBR permite utilizar el 100% de la caliza.

Los estudios en estos absorbedores se basan en la teoría de la doble película. Liu S. et al. (2006) desarrollaron un modelo para explicar la distribución de la concentración de las especies químicas en esa película cuando se varían parámetros como el tamaño de partícula de caliza, la concentración de SO_2 de entrada al absorbedor o la concentración de ácido acético.

Bandyopadhyay A et al. (2006) realizaron predicciones de eficiencias de desulfuración en depuradores de burbujeo en columna.

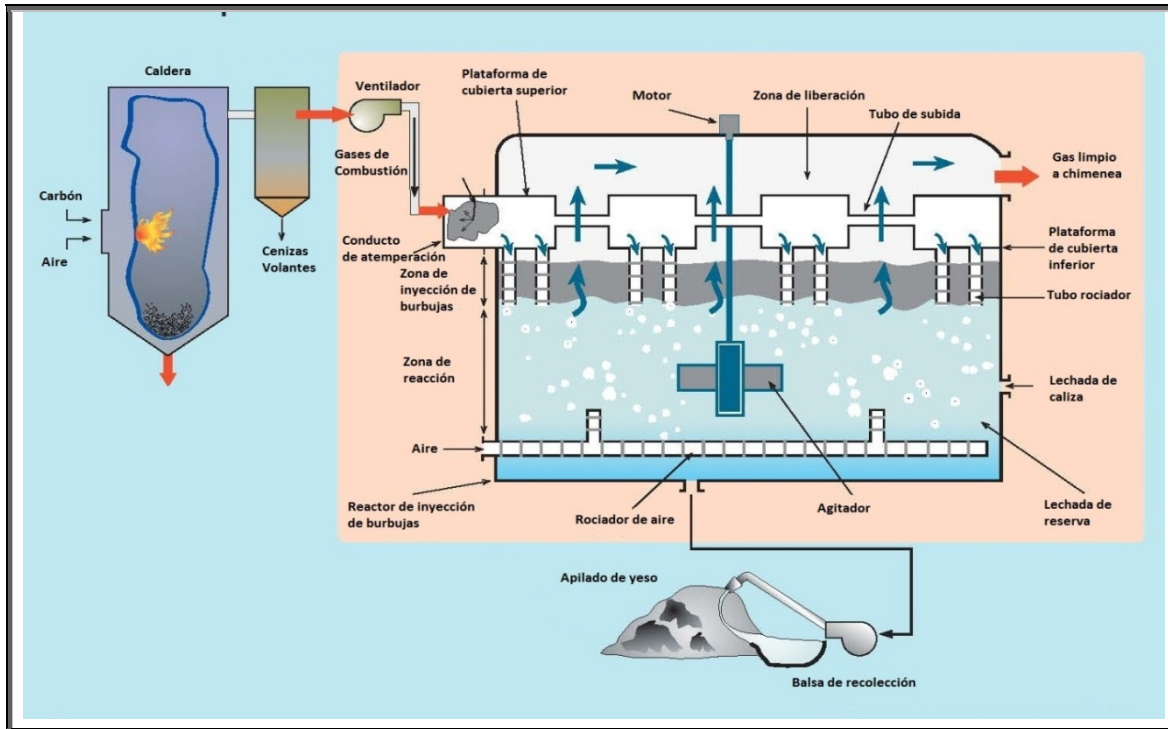


Figura 3.1.2.6.1. Esquema del reactor de chorro burbujante. Fuente: The U.S. Department of Energy and Pure Air (1999).

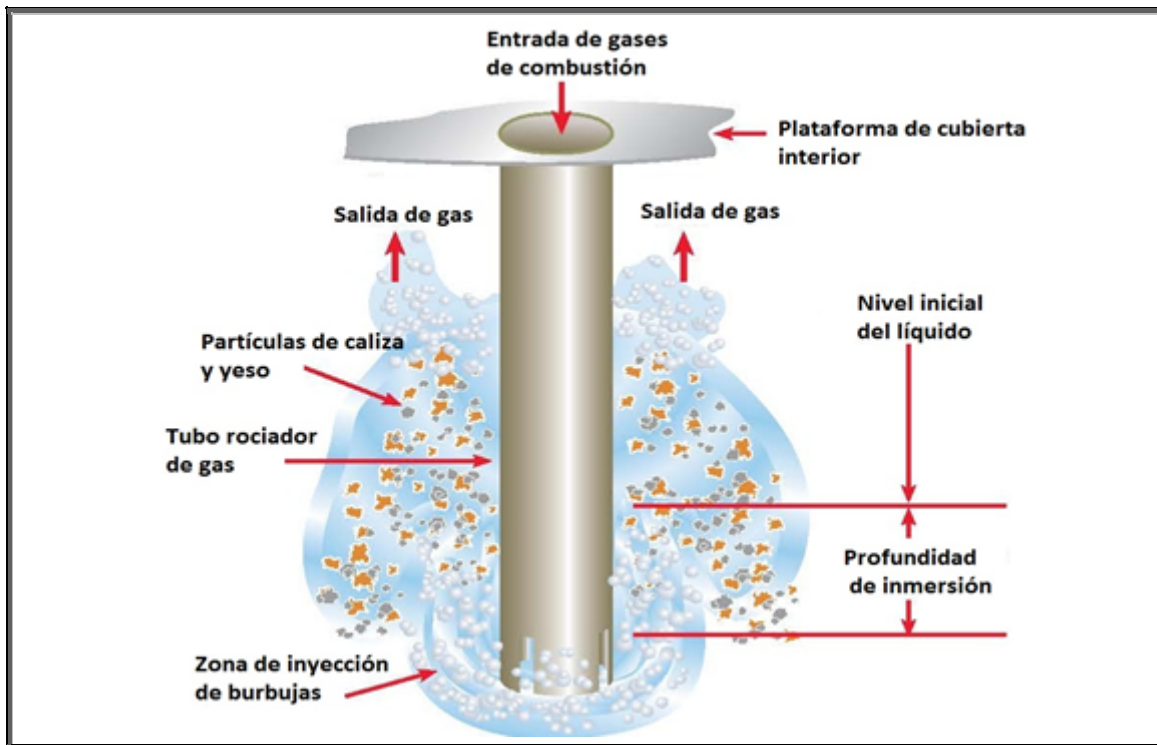
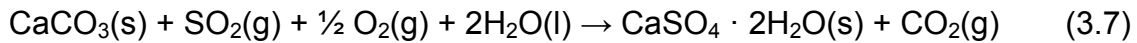


Figura 3.1.2.6.2. Detalle del tubo rociador de gas del reactor de chorro burbujante JBR. Fuente: The U.S. Department of Energy and Pure Air.

El total de las reacciones químicas en el JBR son similares a las de los LSFO. Según Zheng et al. (2003), dichas reacciones se sintetizan en la siguiente expresión:



La tabla 3.1.2.6.1. presenta los logros en conseguidos por esta tecnología en cuanto a eficacias:

Tabla 3.1.2.6.1. Rendimiento del reactor de chorro burbujeante JBR.	
Eliminación de SO ₂	>99%
Eliminación de partículas	>90%
Eliminación de SO ₃	40 – 60%
Eliminación de Hg	20 – 50% del Hg elemental
Fiabilidad histórica	>99,5 %
<i>Fuente: Rübner-Petersen M et al., (2005)</i>	

3.1.2.7. Proceso de Álcali Doble

Este proceso (figura 3.1.2.7.1.) utiliza dos compuestos de carácter básico (Dual Alkali Process): una solución alcalina de carbonato sódico para la depuración y otra de hidróxido cálcico para la regeneración. La solución de carbonato de sodio se dispersa en una torre abierta de pulverización para eliminar el SO₂ de los gases de combustión. El hidróxido cálcico se añade al producto de solución en un tanque externo para recuperar la disolución de carbonato de sodio y generar un lodo rico en CaSO₃. Debido a que en el paso de absorción se utiliza una solución alcalina, la proporción del reactivo no es la etapa limitante como sí lo es en el LSFO. Consecuentemente en los procesos de álcali doble se usan menores razones líquido / gas (L/G) que en los LSFO (VanNess et al., 1983).

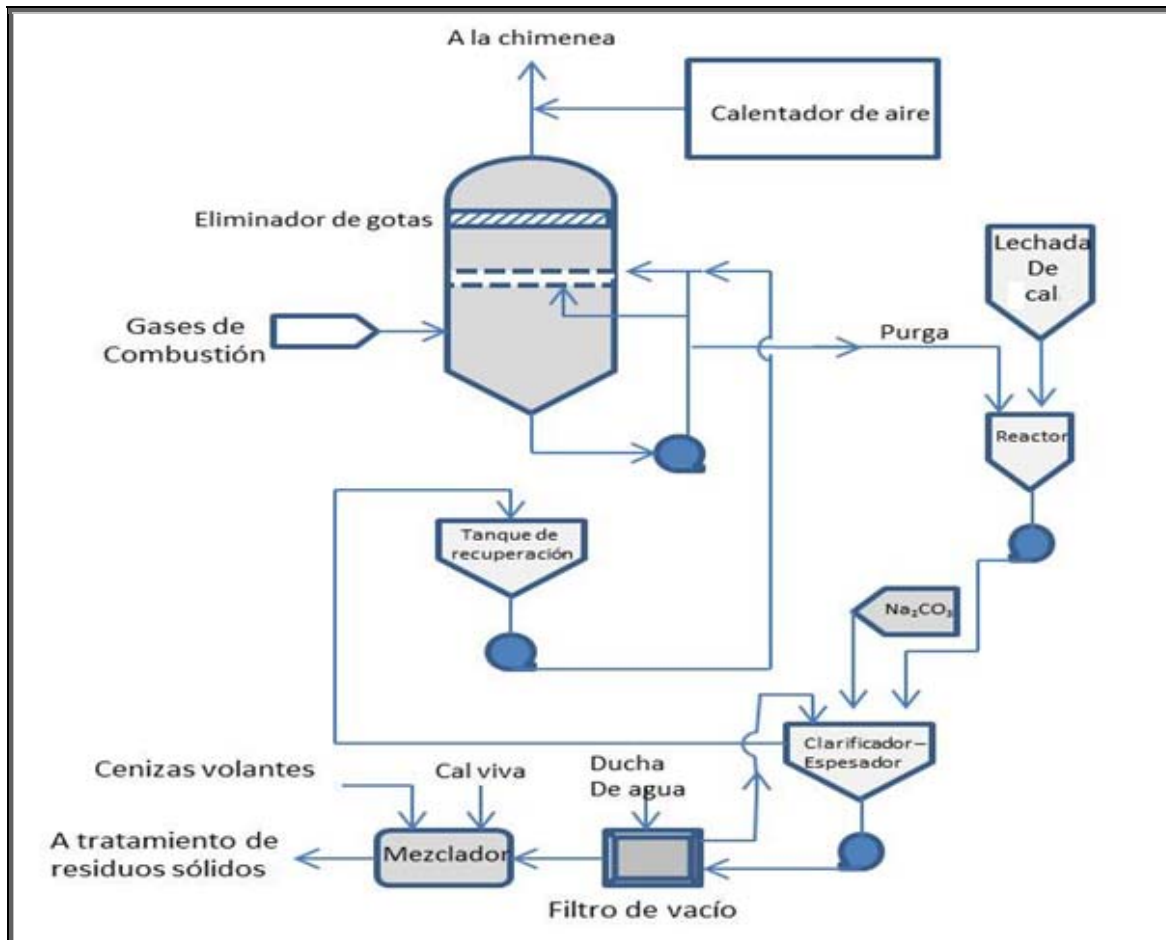


Figura 3.1.2.7.1. Proceso Álcali Doble. Fuente: VanNess R P et al., 1983

Estos procesos tienen cinco secciones: depuración del gas de combustión, regeneración del absorbente, deshidratación de sólidos, preparación del material crudo y eliminación de residuos.

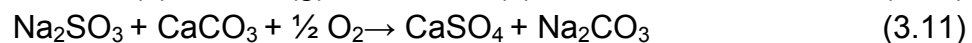
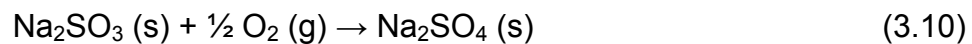
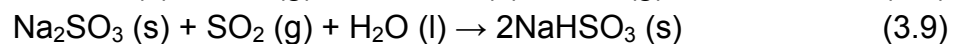
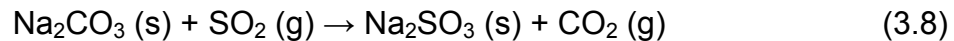
La parte de desulfuración de los gases de combustión consiste en dos módulos idénticos, cada cual dispone de un ventilador de refuerzo, un absorbedor, un recalentador de gases de combustión y dos bombas de recirculación (una en operación y otra en espera). Cuando el gas de combustión fluye a través del absorbedor, entra en contacto con una solución recirculada que contiene una mezcla de carbonato sódico, sulfito sódico (Na_2SO_3) e hidróxido sódico (NaOH), que son las especies activas primarias. El SO_2 se difunde en esta solución y reacciona con la base de sodio alcalina dando lugar a diferentes sales de óxido de azufre soluble (SO_x), que se extraen por el depurador de efluentes. El gas desulfurado deja el absorbedor y se recalienta antes de ser expulsado a la atmósfera por la chimenea.

El efluente depurado rico en SO_x se recircula a la sección de regeneración del absorbente para reaccionar con el hidróxido cálcico. La reacción regenera la

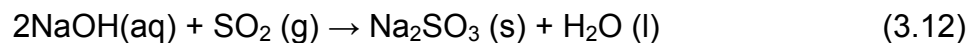
base sódica alcalina que se recircula al absorbedor y se obtiene un precipitado de los SO_x como una mezcla de cristales de sulfitos y sulfatos de calcio.

Las sales precipitadas de SO_x se separan en un sedimentador y se concentran para su tratamiento como residuo en la sección de deshidratación de sólidos. A los sólidos se le adiciona cal viva y cenizas volantes en un mezclador antes de ir al vertedero.

Las reacciones químicas del proceso son las siguientes (VanNess et al., 1983):



Junto con la reacción menor:



Este proceso tiene numerables ventajas frente a un LSFO:

- El sistema tiene mayor disponibilidad porque hay, potencialmente, menores problemas de incrustaciones y obstrucciones ocasionadas por los productos de reacción.
- La corrosión y erosión se previene con el uso de una solución con un pH relativamente alto.
- La alta disponibilidad del sistema reduce las labores de mantenimiento.
- Las bombas de recirculación principales son menores, debido a que la razón de alimentación al absorbedor líquido/gas es menor.
- El consumo eléctrico de auxiliares es menor debido a los menores requerimientos de bombas.
- La mayor reactividad de los componentes alcalinos en la solución para la absorción permite una mayor versatilidad a diferentes cargas.

Por otro lado hay dos desventajas principales del proceso comparado con el sistema LSFO: el reactivo de carbonato sódico es más caro que la caliza y los lodos deben ser tratados en una planta a tal efecto por temas de contaminación del sodio contenido en el lodo de los sulfitos/sulfatos de calcio.

3.1.2.8. Proceso con amoníaco.

Este proceso (figura 3.1.2.8.1) conocido como “Ammonia Based FGD”, utiliza el amoníaco (NH_3) como absorbente para eliminar el SO_2 de los gases de combustión (Srivastava, 2001).

Es un proceso húmedo más novedoso que los anteriores que permite combinar una mejora de la gestión del subproducto con una eficiencia de desulfuración mayor del 95%. La ventaja principal que ofrece, es un atractivo subproducto de sulfato de amoníaco que puede utilizarse como fertilizante.

Debido a que este proceso es capaz de depurar otros gases ácidos (p. ej. el trióxido de azufre $-\text{SO}_3-$ y el cloruro de hidrógeno $-\text{HCl}$) además del SO_2 , potencialmente se está convirtiendo en una opción atractiva para plantas que utilizan como combustible carbones con alto contenido de azufre. Por otro lado, la eliminación del SO_2 y el control del aerosol ácido sulfúrico (H_2SO_4) no es sencillo. Una porción considerable del aerosol H_2SO_4 puede salir por la chimenea como emisión de finas partículas respirables y puede causar un penacho visible.

El atractivo de este proyecto depende de dos factores: el primero es la habilidad de la planta para gestionar la venta del fertilizante sulfato de amoníaco. Los precios de estos fertilizantes han comenzado a incrementarse debido a su valor como nutriente para cultivos. El segundo depende de la capacidad de recuperar la deficiencia del azufre en los suelos.

Desde el punto de vista del análisis químico de los mecanismos de absorción, la alcalinidad del amoníaco es más favorable que la de absorbentes cálcicos para la absorción del SO_2 .

Desde el punto de vista físico de los mecanismos de absorción, debido a varios parámetros en los desulfuradores que utilizan cal o caliza, como la baja velocidad de la reacción o reacciones incompletas, entre otras, hacen que sean necesarios en estos unos equipos enormes, sistemas complejos y un elevado consumo de energía; en contraposición, los basados en amoníaco, debido a que la reacción es completa, la alta utilización del absorbente, hacen que los sistemas sean más pequeños y sencillos, y por consiguiente, con menos consumo de energía.

Entre las ventajas hay que destacar que el subproducto (sulfato amónico) es un fertilizante para la agricultura y su venta puede revertir sobre los costes de producción. Este proceso no origina contaminaciones secundarias, no produce

aguas residuales. Por último debido al consumo completo del reactivo en la reacción, estos desulfuradores no suelen tener problemas de incrustaciones.

Las reacciones principales que ocurren durante la absorción del SO_2 son las siguientes (Gao X et al., 2010):

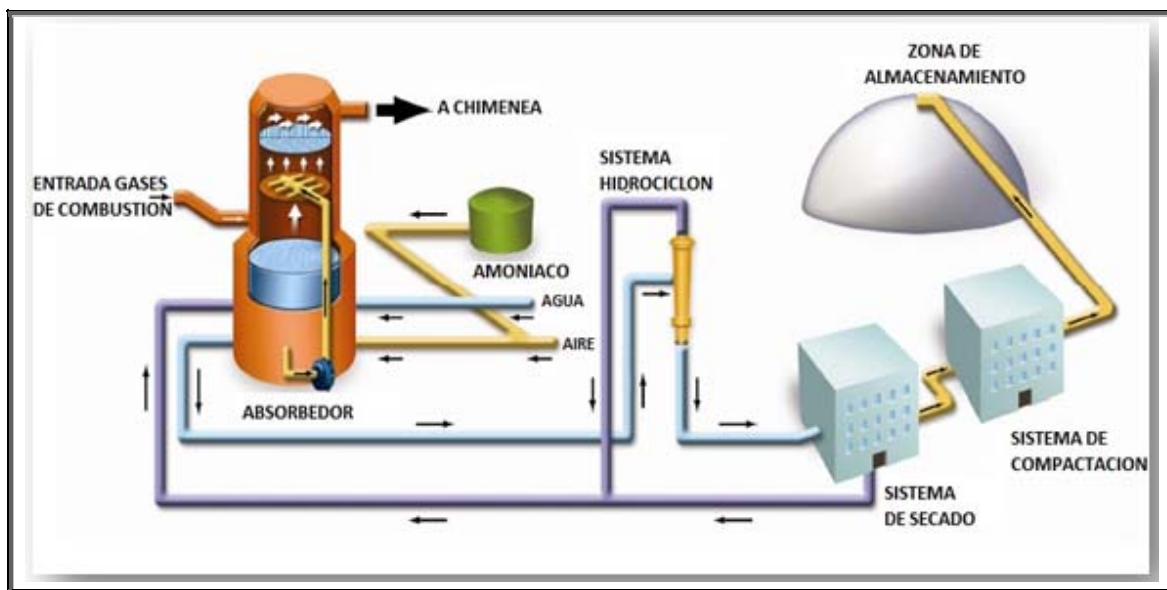
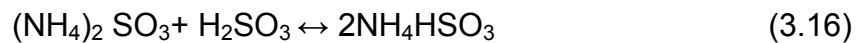


Figura 3.1.2.8.1 Ammonia Based FGD. Fuente: Walh (2008).

Yong J. et al. (2009) estudiaron en este tipo de procesos, cómo afecta a la eficiencia de desulfuración diversos factores como la razón líquido de recirculación / caudal de gas de entrada, el pH y la concentración de SO_2 .

3.1.2.9. Secaderos por atomización con cal

Estos sistemas (figura 3.1.2.9.1) conocidos como "Lime Spray Drying" se comenzaron a desarrollar en la década los 70 entrando en operación comercial a principios de la siguiente década.

La tecnología se emplea en pequeñas y medianas centrales, no más grandes de 200 MW, y con bajo/medio contenido en azufre (<1,5%), debido a que en

plantas con más volumen de gases se requiere el uso de varios módulos (Abad, 2000).

Este depurador se caracteriza por requerir un dispositivo de control de partículas muy eficiente como un filtro de mangas o un precipitador electrostático.

Los absorbentes utilizados más comúnmente son el hidróxido de calcio y la caliza (esta última menos reactiva pero más barata).

Una característica importante es que el agua residual no es necesaria tratarla puesto que se evapora en el proceso.

El residuo es una mezcla de sulfito y sulfato cálcico con cenizas volantes que se puede aplicar al relleno de terrenos.

La eficacia de eliminación del dióxido de azufre ha llegado actualmente al 98%.

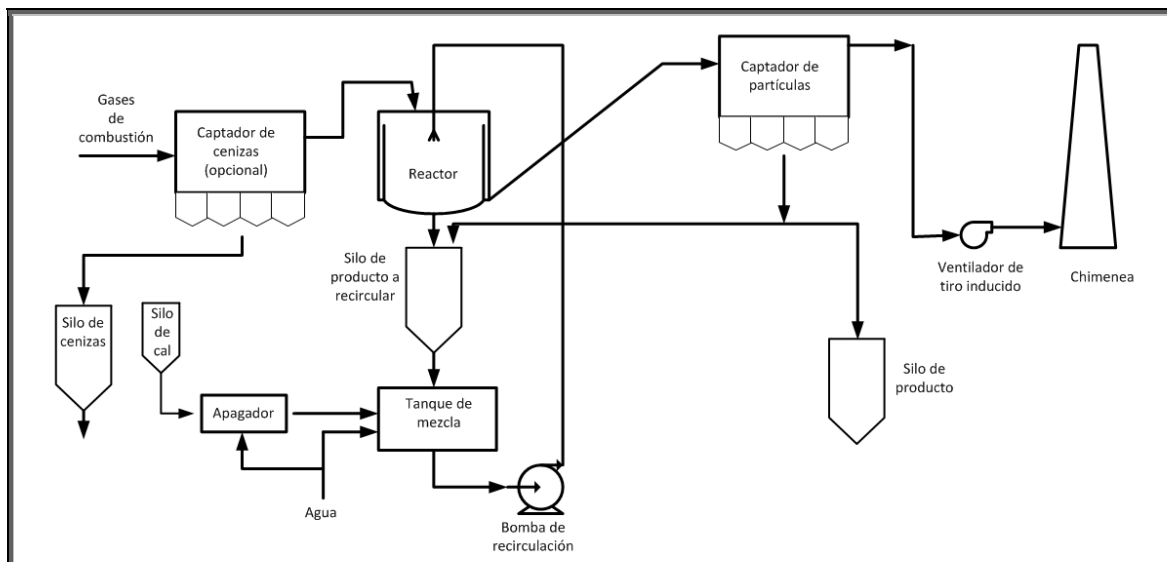


Figura 3.1.2.9.1. Diagrama de flujo de un secadero por atomización. Fuente: Proyecto Resox (1995).

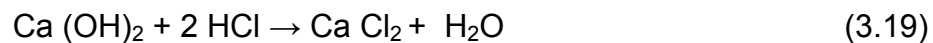
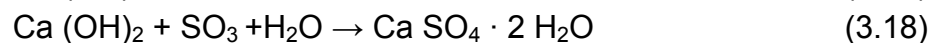
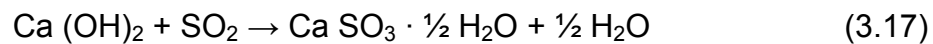
Descripción del proceso:

El gas de combustión que llega de la caldera pasa por un captador de cenizas para así disminuir el volumen de sólidos a movilizar. Posteriormente se introduce en el secadero por atomización que simultáneamente actúa de reactor, poniéndose en contacto el gas con la lechada de cal y con el producto recirculado pulverizado. El SO_2 y otros gases como el SO_3 y HCl reaccionan con el hidróxido de calcio formando sulfito, sulfato y cloruro cálcico.

En el reactor se produce la vaporización del agua inyectada con la lechada, enfriándose el gas de combustión de 140 °C a 70 o 60 °C tras absorber. Las partículas de cal, que se han convertido parcialmente a sulfato y sulfito, salen secas, en parte acompañando a los gases de combustión, y en parte por el fondo del secadero - reactor.

Los gases fríos pasan a un captador de partículas que puede ser un precipitador electrostático o un filtro de mangas, donde se produce una desulfuración adicional. Los gases limpios se conducen a la chimenea a través de un ventilador. Debido a que tanto el producto sólido del fondo del captador final como del fondo del reactor contienen cal sin reaccionar, se recirculan al reactor.

Las reacciones químicas que tienen lugar en reactor son las siguientes:



Las dos variables principales de operación de estos FGD son la diferencia entre la temperatura de los gases a la salida del reactor y la temperatura de saturación adiabática en el gas de combustión, estando entre 10 y 20 °C y la relación Ca/S que se establece sobre la cantidad de cal fresca que se alimenta al proceso y no sobre la recirculada, estando en torno a 1,1 y 1,6.

El rendimiento aumenta cuando:

- Mayor es la temperatura de entrada en el reactor de los gases de combustión.
- Mayor es la relación Ca/S.
- Menor es la aproximación a la temperatura de saturación adiabática.
- Presencia de cloruro cálcico en la lechada.

La relación Ca/S en estos FGD viene limitada por el factor económico o por el factor técnico en caso de carbones con muy alto contenido en azufre. Si bien la temperatura de los gases de combustión es un factor dado a priori por diseño y sobre el que no se puede operar, el factor limitante a tener en consideración es la aproximación a la temperatura de saturación, de manera que no se alcance una humedad que haga que en el producto sólido se apelmace o aparezcan deposiciones sobre los equipos. Esto a la vez limita el agua de pulverización con la lechada, y como consecuencia, supone una barrera añadida sobre la cantidad total de cal que puede añadirse, debido a que la concentración de sólidos en la lechada no puede superar el 35%.

La disponibilidad de estas plantas de desulfuración han logrado alcanzar unos valores más que aceptables, en torno al 97%, una vez superados ciertos problemas históricos como corrosiones en conductos de gas hacia el captador de partículas, depósitos en paredes internas del absorbedor, ruptura y erosión en atomizadores y acumulaciones de depósitos en tanques y tuberías.

Respecto a la gestión del producto residual, la solución más viable es el vertido, sobre todo si los consumidores de dicho producto no se encuentran cerca de la central. Los vertidos pueden ser para relleno de terrenos, minas, inertización de residuos tóxicos, etc. Se han realizado estudios para la utilización de este residuo en la industria, para fabricar hormigón, ladrillos, o incluso para construir firmes en carreteras.

Las ventajas de estos FGD son:

- Tecnología bastante desarrollada.
- Instrumentación química simple.
- Construcción en acero al carbono.
- Bajo uso de agua.
- No hay tratamiento de aguas residuales.

Las desventajas del proceso son:

- Sólo está limitada su utilización a carbones con bajo contenido de azufre.
- Incremento del subproducto seco para su eliminación.
- Tratamiento de especial cuidado con el subproducto.
- Alta calidad del agua requerida.

3.1.2.10. Procesos de inyección de adsorbente

Estos procesos se conocen como “Sorbent Injection Processes” y se pueden dividir en los siguientes tipos:

- Inyección de adsorbente en el hogar de la caldera (Furnace Sorbent Injection (FSI en adelante).
- Proceso de inyección de adsorbente en el hogar de caldera con humidificación posterior (LIFAC en adelante).
- Inyección de adsorbente en el economizador de caldera (Economiser Sorbent Injection).
- Inyección de adsorbente en conductos. (Duct Sorbent Injection).
- Inyección híbrida de adsorbente (Hybrid Sorbent Injection).

Inyección de adsorbente en el hogar de la caldera.

En esta tecnología (figura 3.1.2.10.1) el adsorbente se inyecta en forma de grano fino en la parte superior del hogar de la caldera, distribuyéndose por toda la sección transversal de la zona de convección y reaccionando con el SO_2 de los gases de combustión. La temperatura en esa zona está en un rango de 750 °C y 1250 °C (Miller, 2011).

Los adsorbentes más utilizados son la piedra caliza (CaCO_3) o la cal hidratada (Ca(OH)_2), cuya reacción con el SO_2 y el O_2 forma CaSO_4 . El sulfato cálcico es capturado posteriormente en un precipitador electrostático o un filtro de mangas junto con las cenizas volantes y el adsorbente sin reaccionar.

Dentro del rango de temperaturas señalado, la mayor parte de la transformación del SO_2 ocurre en uno o dos segundos. Por debajo de 750 °C las reacciones prácticamente cesan, y por encima de 1250 °C tiene lugar la sinterización de la superficie del adsorbente y se produce la destrucción de la estructura porosa y en consecuencia la reducción de la superficie activa.

El sistema de inyección de adsorbente en la cámara de hogar de caldera tiene varias ventajas. La principal es la simplicidad del sistema. No requiere un recipiente separado para la adsorción; el reactivo seco se inyecta directamente en el camino de los gases de combustión en la caldera. Además la inyección de la cal en forma seca requiere menos complejidad en el sistema de manejo del reactivo, lo cual supone menores labores de operación, menores costes de mantenimiento y prácticamente se eliminan los problemas de obstrucciones, incrustaciones y corrosiones encontrados en los sistemas de lechada. Debido a que se necesitan menos equipos, los consumos eléctricos de estas plantas son inferiores a otras. Además no se necesita vapor auxiliar u otras formas de recalentamientos para prevenir corrosiones aguas abajo en dirección del flujo, como en otros sistemas.

La principal desventaja de este sistema es que elimina sólo desde el 40% al 80% de SO_2 con un ratio molar Ca/S de 2, mientras que sistemas como el que usa lechada de caliza con oxidación forzada es capaz de conseguir porcentajes por encima del 90% de eliminación de SO_2 usando ratios con valores comprendidos entre 1.05 y 1.10 moles de CaO por mol de SO_2 eliminado.

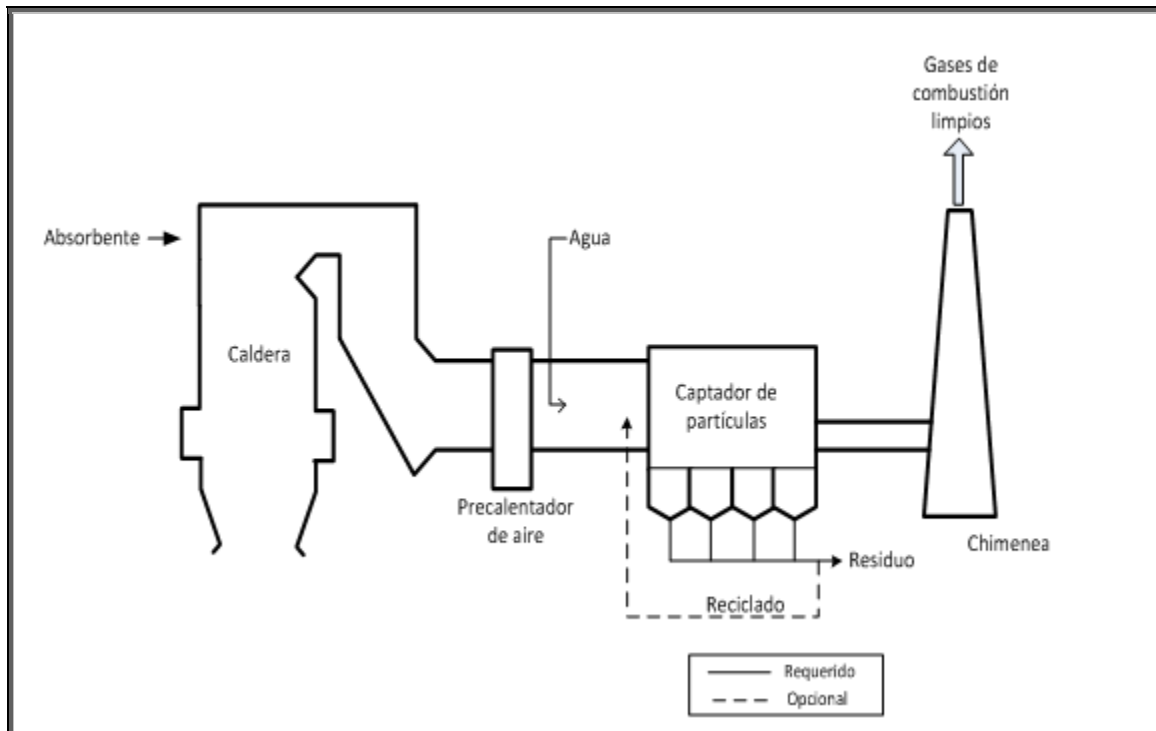


Figura 3.1.2.10.1. Inyección de absorbente en el hogar de caldera. Fuente: Miller (2011).

Proceso de inyección de adsorbente en el hogar de caldera con humidificación posterior.

En este proceso (figura 3.1.2.10.2.), conocido por LIFAC, la caliza se inyecta en la parte superior de la caldera, donde parte del SO_2 se elimina de la forma descrita anteriormente en el FSI (Srivastava, 2001). Los productos de la reacción junto con las cenizas volantes pasan a un reactor de activación donde se pulveriza agua para humidificar el gas de combustión para conseguir una eliminación adicional de SO_2 y acondicionar las partículas. Los productos sólidos secos se capturan aguas abajo en el precipitador electrostático. Por lo tanto el proceso LIFAC se puede considerar un proceso de inyección de adsorbente en la caldera con humidificación aguas abajo, y se desarrolló para mejorar la eficiencia de eliminación del SO_2 , optimizando la utilización de los reactivos y reduciendo los efectos adversos potenciales en el rendimiento del precipitador electrostático que puede ocurrir utilizando sólo el FSI.

Con el proceso LIFAC se puede conseguir una eficiencia de eliminación del 80%. Los parámetros críticos de este proceso son las temperaturas de los gases de combustión en el punto de inyección del adsorbente, tiempo de residencia en la caldera, temperatura de entrada de gases en el reactor de activación, tamaño de la gota de pulverización en el reactor y tiempo de residencia en el reactor.

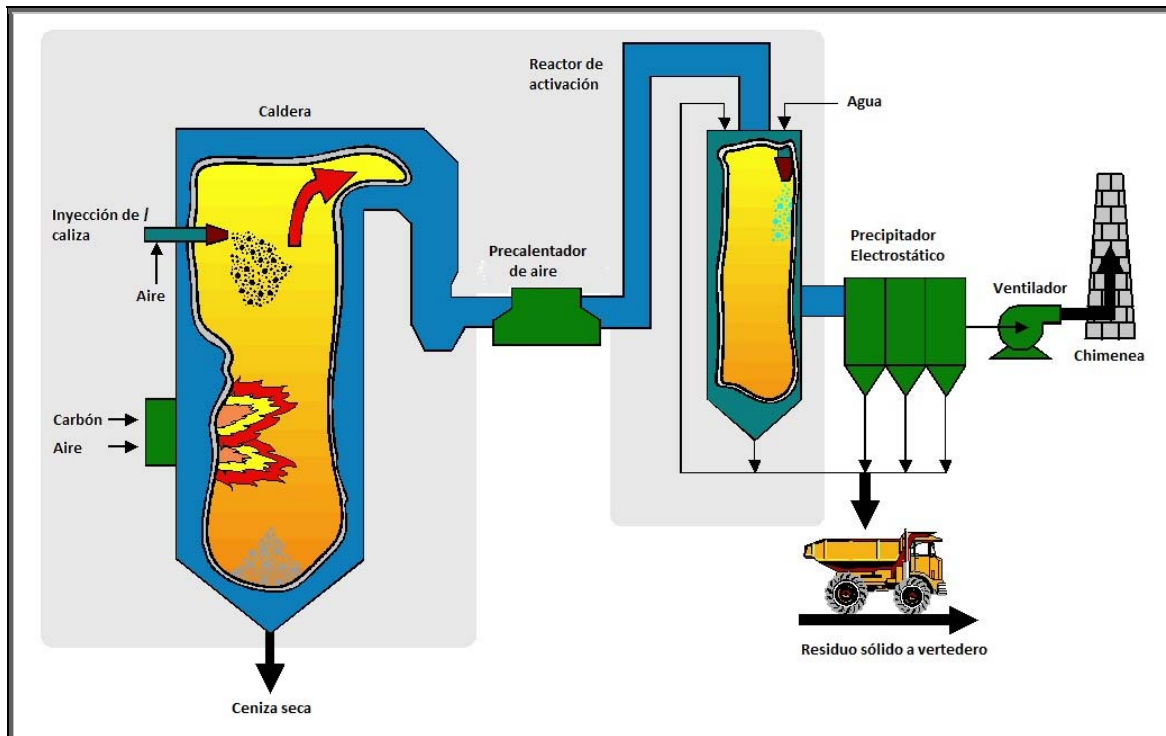
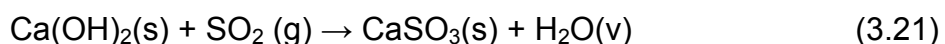


Figura 3.1.2.10.2. Proceso de inyección de absorbente en el hogar de caldera con humidificación posterior (LIFAC). Fuente: National Energy Laboratory of USA.

Inyección de adsorbente en el economizador de la caldera.

En este proceso (figura 3.1.2.10.3.), la cal hidratada $\text{Ca}(\text{OH})_2$ se inyecta en la corriente de gases cerca del economizador donde la temperatura está comprendida entre 300 y 600 °C (Miller, 2011). Actualmente este proceso no está en uso comercial, aunque fue muy estudiado porque se encontraron resultados similares al proceso de inyección en cámara hogar antes explicado en lo que respecta a la velocidad de reacción y extensión de la captura de azufre. En este proceso la temperatura es demasiado baja para deshidratar $\text{Ca}(\text{OH})_2$ por completo. A esta temperatura el producto principal es el CaSO_3 en lugar del CaSO_4 .



La producción de carbonato no es deseable ya que no sólo consume el adsorbente, sino que además bloquea el acceso del SO_2 a la superficie activa del reactivo.

Este proceso podría ser adecuado para adaptación de unidades antiguas, pudiendo ser usado para carbones tanto con bajos como altos contenidos de

azufre, aunque como se ha comentado antes, no se ha llegado a utilizar en la industria de producción eléctrica. Las ventajas y desventajas son similares al proceso anterior de inyección en la cámara de hogar de adsorbente, con una notable excepción, que no hay reactivo CaO contenido en el residuo.

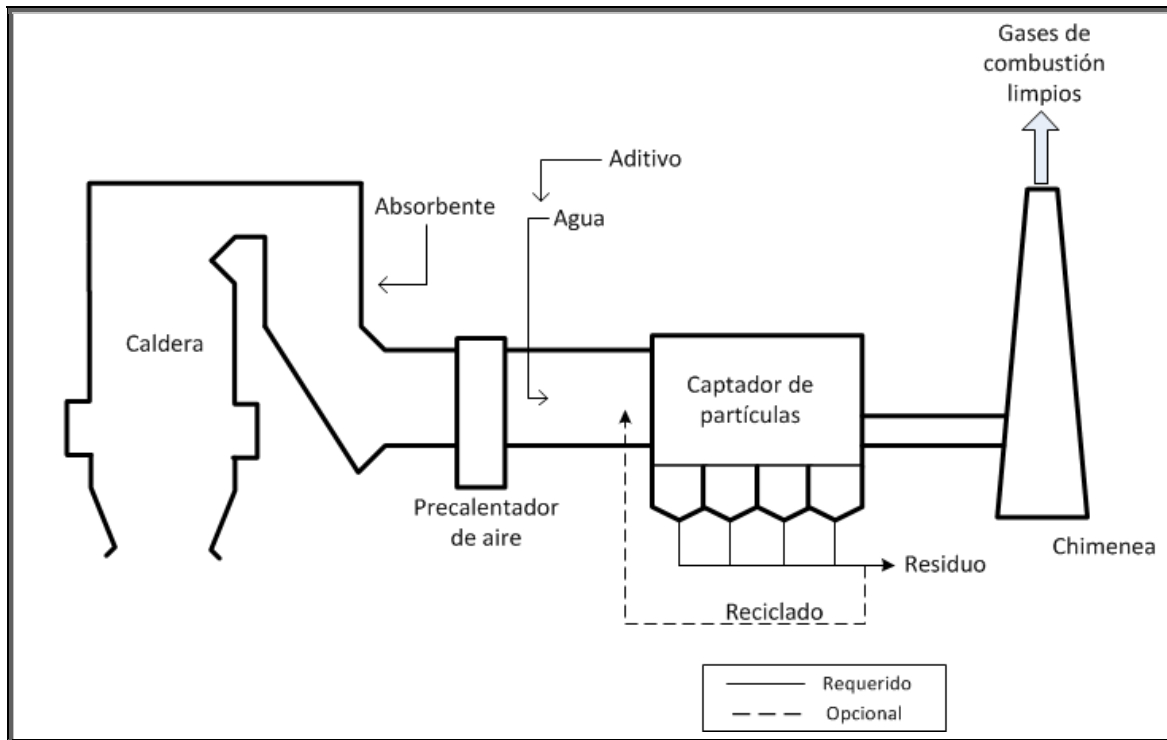


Figura 3.1.2.10.3. Inyección de adsorbente en el economizador de caldera. Fuente: Miller (2011).

Inyección de adsorbente en conductos.

En esta técnica el objetivo es distribuir uniformemente el adsorbente en el conducto de los gases de combustión después del precalentador, donde la temperatura ronda los 150°C (figura 3.1.2.10.4.). Si es necesario, se pueden humedecer con agua los gases de combustión. Por lo tanto la reacción con el SO₂ se produce en dichos conductos, capturándose el subproducto en un filtro aguas abajo (Miller, 2011).

La eficiencia de eliminación es mayor que en sistema de inyección de adsorbente en la cámara de hogar, llegando en las instalaciones comerciales actuales a un 80%.

Existe una amplia gama de variaciones en estos procesos, incluyendo el uso de los adsorbentes (Ca – Na en seco o en suspensión), y recirculación / reactivación del subproducto.

La ventaja de instalar un prefiltro en esta tecnología de desulfuración es que se pueden separar las cenizas volantes de los subproductos de la desulfuración, consiguiéndose en este caso que la recirculación de los adsorbentes sin reaccionar sea más fácil, y por lo tanto, alcanzándose mejoras en la utilización del mismo.

Si se utiliza un adsorbente seco las partículas deben ser de una pequeña granulometría. En el caso de que el adsorbente se inyecte en suspensión, debe ser atomizado en pequeñas gotas. La molienda húmeda alcanza partículas menores que la molienda seca, por lo que resulta más eficiente el adsorbente en el caso de ir en suspensión, sin embargo es mucho más difícil de manejar que en seco.

Con una humedad relativa elevada el adsorbente presenta su forma más activa, sin embargo los gases de combustión deben mantenerse por encima del punto de rocío para minimizar el riesgo de depósitos no deseados en los conductos de combustión y equipos posteriores a la inyección del reactivo.

Muchos son los factores que influyen en el rendimiento de este tipo de proceso, como la cantidad de adsorbente inyectado, humedad relativa de los gases de combustión, reactividad del adsorbente, tiempo de residencia en el conducto del gas y de los sólidos, y cantidad de adsorbente reciclado sin reaccionar. Un gran conocimiento de las condiciones de comportamiento del flujo en los conductos de los gases de combustión es fundamental para diseñar, desarrollar y optimizar este proceso. Si el proceso necesita tiempo de reacción, se puede utilizar un recipiente de reacción, aunque esto puede ampliar considerablemente los costes.

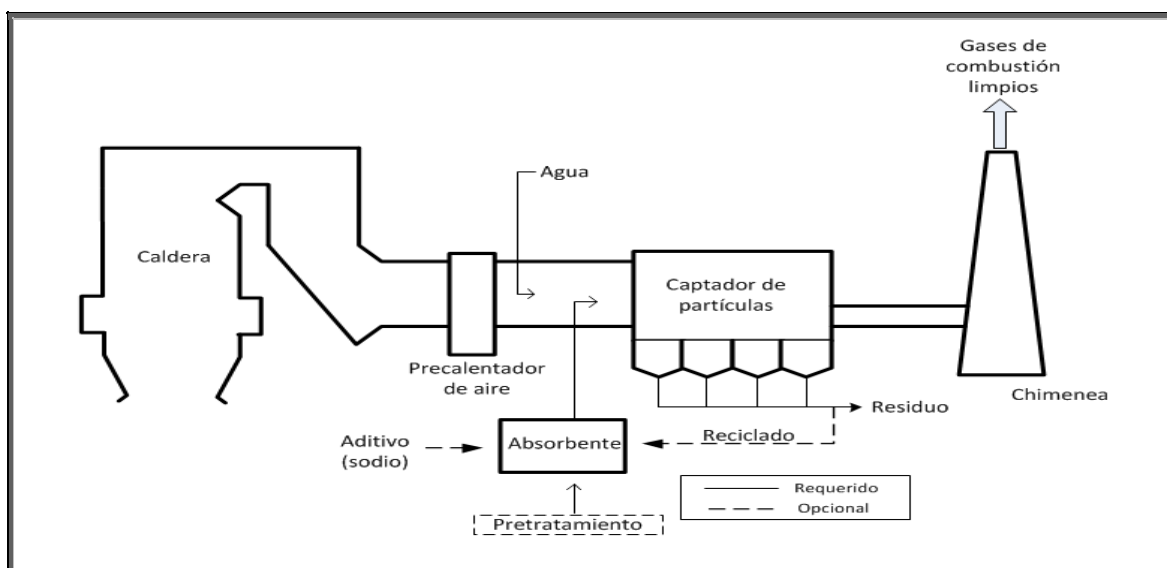


Figura 3.1.2.10.4. Inyección de adsorbente en conducto. Fuente: Miller (2011).

Una de las variantes más extendidas de estos procesos es el Hypas Sorbent Injection (HSI) (figura 3.1.2.10.5.), donde las cenizas volantes son eliminadas a priori por un sistema de eliminación de partículas controlado. Después se inyecta agua para enfriar y humidificar el gas. Una mezcla de cal y sólidos reciclados se inyectan posteriormente dentro del gas humidificado para reaccionar con el SO_2 . Los subproductos de la reacción y las cenizas remanentes son recogidas por un filtro de tela. Una porción del reactivo recogido en el filtro es reutilizado y añadido con reactivo fresco para mejorar las eficiencias de eliminación del dióxido de azufre y la utilización de reactivos (Srivastava, 2001).

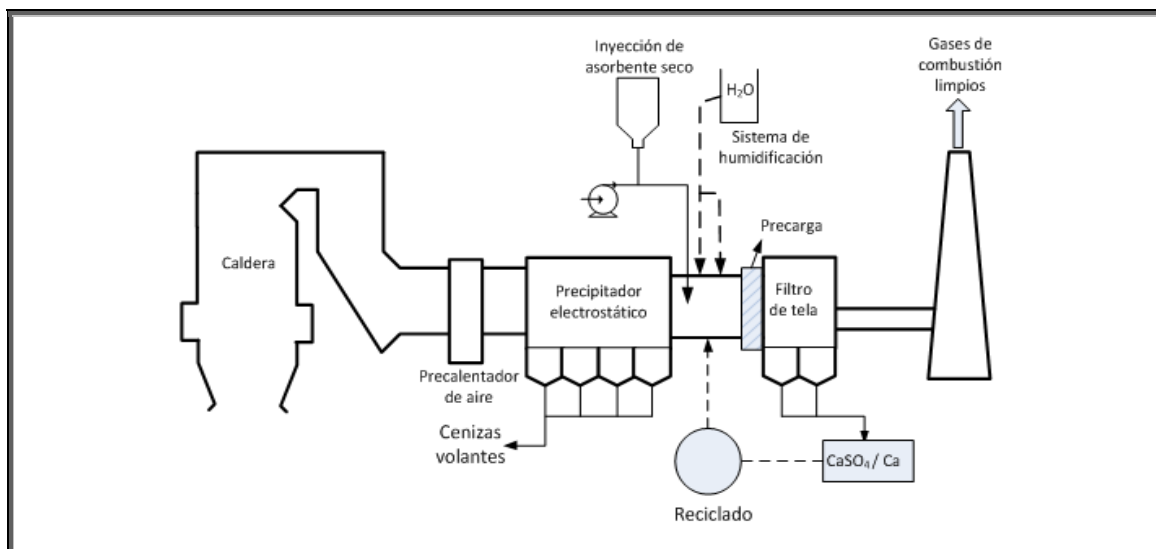


Figura 3.1.2.10.5. Proceso de inyección de adsorbente con humidificación posterior HSI.

Fuente: Srivastava (2001).

Inyección híbrida de adsorbente.

Este proceso normalmente es una combinación del de inyección en cámara de hogar e inyección en conductos, con el objetivo de conseguir mayores rendimientos de desulfuración y una mejor utilización de adsorbentes (Miller, 2011). En los sistemas híbridos se utilizan varios tipos de tratamientos posteriores a la cámara de combustión, como:

- Inyección de un segundo adsorbente dentro del conducto, sobre todo compuestos de sodio, y humidificación en un tanque específico.
- La humidificación del CaO sin reaccionar y, dependiendo del proceso, puede incluso aumentar hasta un 90% la eficiencia de eliminación.

Las ventajas del proceso híbrido son las siguientes:

- Alta eficiencia de eliminación del SO₂.
- Costes operativos y de capital relativamente bajos.
- Fácil adaptación.
- Fácil operación y mantenimiento, sin manejo de lodos.
- Áreas de instalación reducidas debido al uso de equipos compactos.
- No hay tratamiento de aguas residuales.

3.1.2.11. Tecnología de Lecho Fluido en Circulación

Las tecnologías de lecho fluido que utilizan un adsorbente seco en la corriente de gas de combustión, utilizando una cámara de reacción para reducir las emisiones de dióxido de azufre, se clasifican como depuradores secos (Srivastava et al., 2000).

Estos depuradores (figura 3.1.2.11.1.) incluyen un sistema seco y uno semisecho, aunque el más extendido es el seco, que puede alcanzar eficiencias de eliminación entre el 93 y 97%, con una relación molar Ca/S de 1,2 a 1,5. Estos sistemas denominados CFB (circulating fluidized – bed scrubbers) tienen un reactor a lo largo del cual se inyecta directamente la cal hidratada con agua para obtener una operación del sistema cercana a la temperatura de saturación adiabática.

Estos sistemas se caracterizan por su fiabilidad y simplicidad, proveyendo de una aceptable disponibilidad. Construidos en acero templado, no requieren revestimiento, ni partes móviles ni boquillas rociadoras, donde las maniobras son con sólidos secos y donde la inyección de agua se hace independiente de la alimentación del reactivo; no exige muchos requerimientos de espacios y tiene una gran flexibilidad para maniobrar con variaciones de concentración de SO₂ y SO₃.

El lecho fluido se origina como resultado del paso ascendente de los gases de combustión a través de un lecho de adsorbente sólido, normalmente cal hidratada. El CFB proporciona un tiempo de contacto prolongado entre el adsorbente y los gases de combustión porque el adsorbente pasa a través del lecho varias veces. Los gases de combustión cargados con los productos de reacción fluyen hacia un dispositivo de control partículas, el cual, en algunos casos, pueden recircular dentro del lecho las partículas para incrementar la utilización del adsorbente, mientras que la fracción restante se envía al residuo.

A veces es necesario disponer aguas abajo de un precipitador electrostático (ESP) para mantener los requerimientos legales de emisiones de partículas.

Johnson B (2010) indicó las principales ventajas e inconvenientes de este sistema que quedan resumidas en la siguiente tabla:

Tabla 3.1.2.11.1. Ventajas e inconvenientes de los CFB's	
Ventajas	Desventajas
Construcción en acero al carbono	Alta caída de presión
Plantas compactas. Poco impacto ambiental.	Se requieren bombas de alimentación de agua de altas presiones
No tiene tratamiento de agua residual	Transporte del subproducto peligroso
No se requieren chimeneas húmedas	Necesidad de grandes filtros de mangas
Evaporación del agua independiente de la velocidad de la alimentación de reactivo	

Fuente: Johnson B (2010)

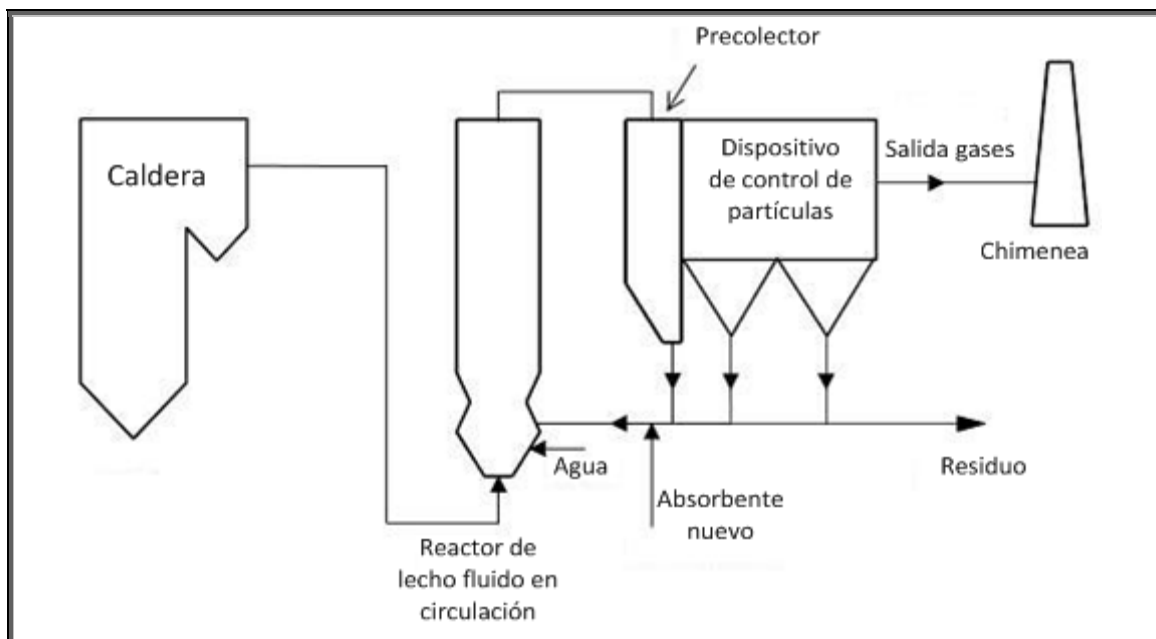


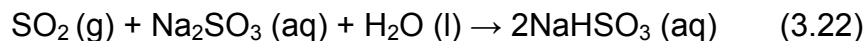
Figura 3.1.2.11.1. Depurador seco de Lecho Fluido en Circulación. Fuente: Srivastava et al. (2000)

3.1.2.12. Proceso Húmedo Regenerable basado en Sulfito Sódico.

Este proceso conocido como “Sodium Sulfito” o “Wellman-Lord” (figura 3.1.2.12.1.), utiliza el sulfito sódico para absorber SO₂, que posteriormente es regenerado para liberar una corriente de SO₂ concentrado (Miller, 2011). La mayor parte del sulfito sódico se convierte a bisulfito sódico por la reacción con el SO₂. Parte del sulfito sódico es oxidado a sulfato sódico.

Se precisa de un pretratamiento de depuración de los gases de combustión para saturarlo y enfriarlo sobre 55 °C. Esto elimina los cloruros y cualquier remanente de cenizas volantes y evita excesivas evaporaciones en el absorbedor.

La reacción básica de absorción para el proceso Wellman-Lord es la siguiente:



El sulfito sódico es regenerado en un evaporador – cristalizador por aplicación de calor. Se produce una corriente de SO₂ concentrado (sobre el 90%) al mismo tiempo. La reacción total de regeneración es:

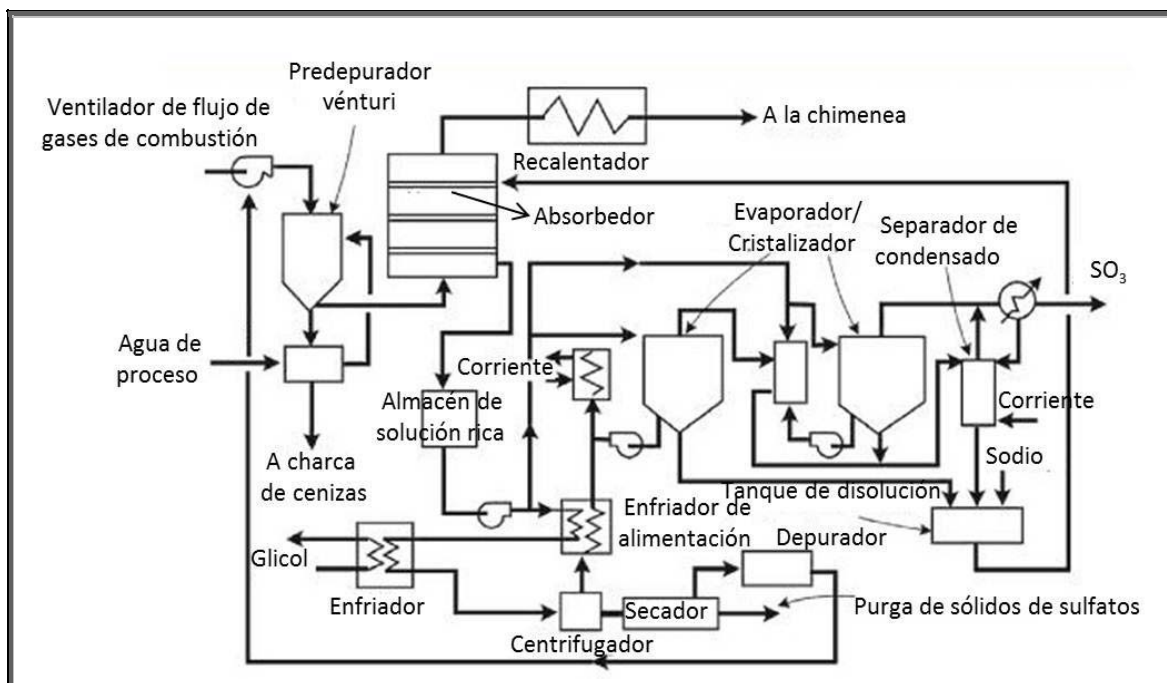
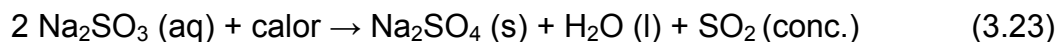


Figura 3.1.2.12.1. The Wellman – Lord Process. Fuente: Miller (2011).

La corriente de dióxido de azufre que se produce puede ser comprimida, licuada y oxidada para obtener ácido sulfúrico o reducirlo a azufre elemental. Una pequeña porción de SO₂ recogido se oxida a sulfato y se convierte en un cristizador en sulfato de sodio sólido que puede ser comercializado.

Las ventajas de este proceso son la pequeña producción de residuo sólido, el poco consumo de reactivo alcalino y el uso de solución en forma de lechada, lo que previene las incrustaciones y permite la producción de subproductos comerciales.

Las desventajas del proceso son los altos consumos energéticos que requiere la planta y los altos costes de mantenimiento debido a la complejidad de los procesos y a la gran extensión de área que necesita la planta. Otra desventaja es que se requiere una purga del 15% de la solución de depuración para prevenir la acumulación del sulfato de sodio. El tiosulfato formado debe purgarse desde el sulfito sódico regenerado.

3.1.2.13. Proceso húmedo regenerable basado en óxido de magnesio.

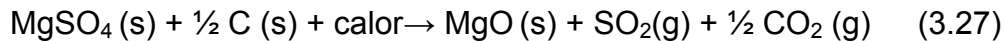
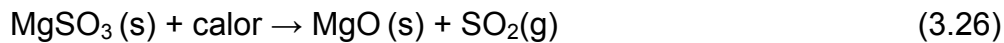
En este proceso (figura 3.1.2.13.1.) conocido como “Magnesium Oxide”, la lechada de MgO se utiliza de la misma forma que la cal o caliza en los procesos no regenerables. La diferencia principal entre ambos procesos es que el óxido de magnesio es regenerado en este proceso, mientras en el otro caso el reactivo no se libera, siendo el resultado de la reacción un subproducto del proceso que es eliminado (Miller, 2011).

El proceso de óxido de magnesio utiliza el hidróxido de magnesio Mg(OH)₂ para eliminar el SO₂ de los gases de combustión formando sulfito de magnesio y sulfato de conformidad con las reacciones siguientes:



La mezcla de sulfito y sulfato de magnesio se calienta para descomponer la mayor parte del sulfito y sulfato de magnesio en SO₂ y MgO. Se produce una corriente de SO₂ del 10 al 15%. Se añade un agente reductor en el paso de calcinación para reducir cualquier sulfato presente. El MgO regenerado se hidrata se usa en el absorbedor.

La reacción de regeneración es:



El dióxido de azufre gaseoso producido se purifica para producir ácido sulfúrico concentrado como subproducto en una planta para tal efecto. La producción de azufre es posible, pero es muy costosa.

La ventaja de este proceso incluye la gran eficiencia de desulfuración, por encima del 99%; la fluctuación en los niveles de entrada del SO₂ no influye sobre la eficiencia de eliminación y apenas existen problemas respecto a incrustaciones químicas. La principal desventaja del proceso es su complejidad y la necesidad de una planta de producción de ácido sulfúrico para producir sulfúrico de calidad comercial.

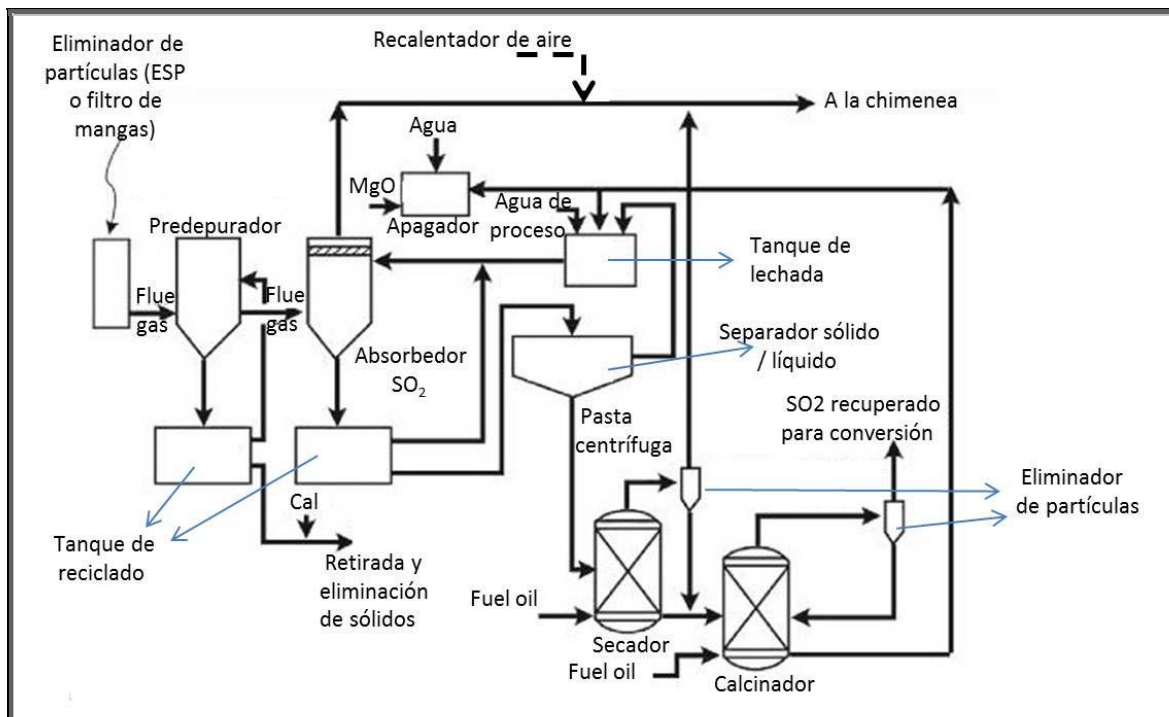


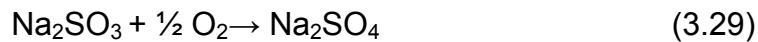
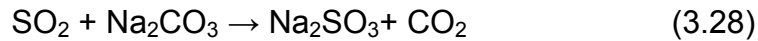
Figura 3.1.2.13.1. Proceso regenerativo basado en Óxido de Magnesio. Fuente: Miller (2011).

3.1.2.14. Proceso húmedo regenerable con carbonato sódico.

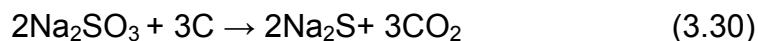
En este proceso que se conoce como “Sodium Carbonate”, el SO₂ entra en contacto con una disolución atomizada de carbonato sódico. Los productos de la reacción son sulfito sódico y sulfato sódico, que son reducidos a sulfuro de

sodio. Posteriormente, la reacción del sulfuro de sodio con el dióxido de carbono y agua, regenera el carbonato sódico y el sulfuro de hidrógeno se convierte a azufre mediante el proceso Claus (Srivastava et al., 2000). Las reacciones químicas más importantes de este proceso son las siguientes:

Absorción



Reducción (a temperaturas entre 1170 y 1320 K)



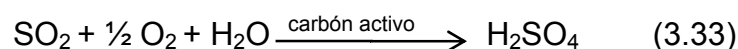
3.1.2.15. Proceso Regenerable Húmedo con Amina.

Este proceso conocido como "Amine" utiliza para la absorción de SO_2 una amina como absorbente en forma acuosa. La amina se regenera térmicamente para liberar una corriente agua concentrada saturada de SO_2 . Este dióxido de azufre es tratado posteriormente con tecnologías convencionales para producir ácido sulfúrico (Srivastava et al., 2000).

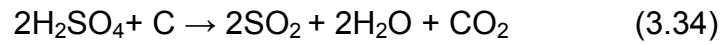
3.1.2.16. Proceso regenerable seco con carbón activo.

Conocido como "Carbon Activate", en este proceso el carbón activo captura el SO_2 en un lecho móvil formado por carbón activo granular. El carbón activo se regenera térmicamente produciendo una corriente de SO_2 concentrado, el cual se trata posteriormente con tecnologías convencionales para producir ácido sulfúrico (Stirling, 2000).

El carbono cataliza la oxidación del SO_2 , en exceso de oxígeno y baja temperatura (110-180 °C). Es necesaria la presencia de agua para que la reacción se produzca en una extensión razonable.



El adsorbente se puede regenerar de dos formas: lavando con agua para eliminar el sulfato como ácido sulfúrico diluido; o bien, calentando el adsorbente a 420 °C para reducir el sulfato a SO₂. En este caso el carbón actúa como agente reductor.



3.2.- Justificación de la decisión de mejor alternativa tecnológica para el desulfurador de la Central Térmica de Puente Nuevo.

A continuación se presenta una exposición de los motivos que intuimos que en su día llevaron a la ingeniería contratada por la propiedad a proponer que el desulfurador tipo LSFO como la mejor alternativa tecnológica para cubrir las necesidades de desulfuración de la Central Térmica de Puente Nuevo. Nos basamos en una concisa investigación realizada sobre todas las alternativas posibles que se podrían haber llevado a cabo comparándolas con la seleccionada. Nótese que las propuestas de la ingeniería y los criterios de decisión tomados por la propiedad no los hemos podido saber, debido que esa información es reservada.

3.2.1. Criterios legales.

Desde el punto de vista legal, atendiendo a la Directiva 96/61/CE del Consejo de 24 de septiembre de 1996 relativa a la Prevención y al Control Integrado de la Contaminación, una instalación que busca estos objetivos debe proyectarse atendiendo al criterio de Mejores Técnicas Disponibles (Best Alternative Technologies), BAT en adelante.

Se entiende por BAT la fase más eficaz y avanzada de desarrollo de las actividades y de sus modalidades de explotación, que demuestren la capacidad práctica de determinadas técnicas para construir, en principio, la base de los valores límite de emisión destinados a evitar o, cuando ello no sea posible, reducir en general las emisiones y el impacto en el conjunto del medio ambiente y de la salud de las personas.

Los aspectos que deben tenerse en cuenta con carácter general, o en un supuesto particular, cuando se determinan las mejores técnicas disponibles, teniendo en cuenta los costes y ventajas que pueden derivarse de una acción y los principios de precaución y prevención, son los siguientes:

1. Uso de técnicas que produzcan pocos residuos.
2. Uso de sustancias menos peligrosas.
3. Desarrollo de las técnicas de recuperación y reciclado de sustancias generadas y utilizadas en el proceso, y de los residuos cuando proceda.
4. Procesos, instalaciones o método de funcionamiento comparables que hayan dado pruebas positivas a escala industrial.
5. Avances técnicos y evolución de los conocimientos científicos.

6. Carácter, efectos y volumen de las emisiones que se trate.
7. Fechas de entrada en funcionamiento de las instalaciones nuevas o existentes.
8. Plazo que requiere la instauración de una mejor técnica disponible.
9. Consumo y naturaleza de las materias primas (incluida el agua) utilizada en procedimientos de eficacia energética.
10. Necesidad de prevenir o reducir al mínimo el impacto global de las emisiones y de los riesgos en el medio ambiente.
11. Necesidad de prevenir cualquier riesgo de accidente o de reducir sus consecuencias para el medio ambiente.
12. Información publicada por la Comisión, en virtud del apartado 2 del artículo 16. de la Directiva 96/61/CE, del Consejo, de 24 de septiembre, relativa a la prevención y al control integrados de la contaminación, o por organizaciones internacionales.

3.2.2. Criterios Técnicos - Económicos.

Bajo los criterios técnicos–económicos se procederá al descarte de las distintas tecnologías para justificar y deducir porqué se ha elegido un desulfurador LSFO, teniendo en cuenta que se ha instalado bajo un proceso de “adaptación” (retrofit o refurbishment) sobre una planta de generación eléctrica existente.

Los factores considerados en la selección del sistema de desulfuración varían con el tipo de sistema, pero algunos de las variables significativas son:

- Caudal de gases de combustión.
- Concentración de azufre a la entrada y a la salida.
- Coste de la instalación.
- Tipos, cantidades, cualidades y disponibilidad de los reactivos, agua, vapor y energía.
- Tipos, cantidades, características y opciones para el tratamiento de residuos de los subproductos sólidos y líquidos.
- Caída de presión del gas al ser sometido al reactivo.
- Requerimiento de espacio.
- Facilidad y tiempo de instalación.
- Instalación nueva o adaptada.
- Materiales de construcción.

Para los procesos que producen subproductos susceptibles de venta, las características y pureza de los subproductos son aspectos significativos.

Para los procesos que originan subproductos desechables, la disponibilidad de los lugares de gestión de los mismos, como vertederos, propiedades estructurales de los subproductos y las propiedades de lixiviado del mismo.

La necesidad o potencial necesidad de eliminar NOx u otros agentes contaminantes deben considerarse en el proceso de selección.

Fallos en la definición de las características y disponibilidades de los potenciales reactivos y residuos al principio del proyecto pueden llegar a originar mayores costos o peores rendimientos de los esperados.

El uso de un módulo simple y grande frente a varios módulos, o un módulo de reserva puede llegar a ser una consideración importante, aunque en el caso desulfuradores húmedos, en vista de la mejora constante de la fiabilidad a lo largo de los años, hay una tendencia creciente a la utilización de módulos únicos y mayores, sin módulos de reserva.

La necesidad de prefiltros o atemperadores para reducir la temperatura, equipos de gestión de fallos, necesidad de eliminar cloruros o partículas son otras consideraciones iniciales a tener en cuenta.

3.2.2.1. Procesos precombustión frente a postcombustión.

La elección de un proceso postcombustión se debe a que la empresa no se dedica a la explotación de las minas de las cuales se abastece. El carbón que la Central Térmica de Puente Nuevo consume puede ser nacional y de importación. Al no depender de ninguna mina, gana poder de negociación sobre la compra del combustible, a la vez que se consigue ser más versátil a la hora de elegir el mismo, pudiendo negociar precio, composición y calidad con más cantidad de suministradores. Otra ventaja es poder elegir entre los carbones que mejor se adaptan a la caldera y al precipitador electrostático de la planta.

3.2.2.2. Tecnologías no regenerables frente a regenerables.

La tabla 3.2.2.2.1. puede ayudar a comprender por qué se descartó un proceso regenerable.

Tabla 3.2.2.2.1. Comparación entre tecnologías no regenerables frente a regenerables.		
	No regenerables	Regenerables
Experiencia	Alta	Baja
Rendimiento de desulfuración (%)	90 - 99	85 - 95
Costes de inversión	Medio - alto	Alto
Coste unitario de SO ₂ eliminada	Medio	Medio - alto
Adaptabilidad (retrofit)	Buena	Buena
Mercado para subproducto *	Amplio	Moderado
Consumo Potencia (%)	1 - 2	0,1 – 3,5
Recalentamiento de gases	Posible	No necesario
Carbones alto contenido de azufre	Apropiado	Apropiado
Tratamiento de aguas	Si	No
<i>*En los años de la toma de decisión (entre 2004-2006)</i>		
<i>Fuente: IEA Coal Research</i>		

Suponemos que dos son los factores descartaron la tecnología regenerable: la poca experiencia en este tipo de procesos junto con sus altos costes de inversión.

3.2.2.3. Tecnologías húmedas frente a secas.

El proceso LSFO tiene las siguientes ventajas cuando se compara con las tecnologías secas (tabla 3.2.2.3.1.):

- Es una tecnología muy desarrollada y establecida en todo en el mundo, con multitud de plantas en funcionamiento, lo que le da una buena fiabilidad.
- La capacidad de eliminación del SO₂ es del 95% comúnmente, pudiendo lograrse capacidades superiores de hasta el 98%.
- Hay una oferta importante de proveedores de este tipo de desulfuradores.
- El reactivo utilizado por el proceso es altamente disponible.
- El residuo de yeso es estable como relleno de tierras.

- El subproducto es yeso de calidad comercial y puede utilizarse en la construcción.
- El desulfurador es compatible y no es sensible al modo operacional de la caldera y a los modos típicos de operación, lo cual lo hace muy aceptable para adaptarlo a una planta existente.

Las desventajas del proceso frente a los desulfuradores en seco son:

- En el proceso LSFO hay una gran circulación de lechada con el consiguiente consumo eléctrico.
- La contrapresión que tiene que vencer el gas a su paso por el absorbedor conlleva a un mayor consumo de energía en el ventilador que impulsa los gases de combustión.
- La corrosión potencial requiere materiales de construcción no metálicos en alguna parte de la instalación, lo que conlleva mayor costo de fabricación y mantenimiento.

Hay un factor limitante en las tecnologías de inyección de reactivos, que es su bajo rendimiento de desulfuración. Incluso en el caso más favorable de un rendimiento del 70%, no se alcanzaría bajar del límite máximo de emisiones permitido por la legislación española.

Respecto al Secadero por Atomización hay que decir que sólo se considera BAT en centrales de pequeño tamaño o que trabajan a poca potencia (<300 MWt) debido a la estructura de costes. Otro factor en contra es que el subproducto no es vendible. Como factor limitante, su inapropiada utilización con carbones de mayor contenido de azufre, hace que este proceso sea menos versátil, factor importante para la Central Térmica de Puente Nuevo, donde una de sus mayores fortalezas es la capacidad de su caldera para poder utilizar distintos tipos de carbones.

Respecto al lecho fluido en circulación, éste no se puede adaptar a la instalación existente.

Otro aspecto en favor de la decisión, fue la excelente perspectiva de venta del subproducto, yeso, en los años en que se toma la misma, debido a la gran demanda de material de construcción en la época del boom inmobiliario español. Según la tabla anterior, los procesos secos tienen un escaso mercado para el subproducto.

Tabla 3.2.2.3.1. Comparación entre tecnologías húmedas frente a secas				
	HUMEDA	SECA		
	LSFO	Inyección de absorbente	Secadero por atomización	Lecho fluido
Experiencia	Alta	Baja	Media	Baja
Rendimiento de desulfuración (%)	90 - 99	50 - 70	85 - 95	90 - 99
Costes de inversión	Medios-altos	Bajos	medios	Medios - altos
Coste unitario de SO ₂ eliminado	Medio	Alto	Medio	Medio
Adaptabilidad (retrofit)	Buena	Muy buena	Buena	Mala
Mercado para subproducto *	Amplio (yeso)	Escaso	Escaso	Escaso
Consumo Potencia (%)	Alta	Baja	Media - alta	Media - alta
Recalentamiento de gases	Necesario	No necesario	No necesario	Recomendable
Carbones alto contenido de azufre	Apropiado	No apropiado	No apropiado	Apropiado
Tratamiento de aguas	Si	No	No	Si
<i>*En el año de su estudio</i>				
<i>*En los años de la toma de decisión (entre 2004-2006)</i>				

3.2.2.4. Comparación entre el proceso de desulfuración mediante absorción húmeda con CaCO₃ y oxidación forzada (LSFO) frente a otros procesos no regenerables.

- **Proceso de oxidación forzada frente a oxidación inhibida (LSFO versus LSIO)**

El factor detonante de la elección del LSFO frente al LSIO es que en el momento de la decisión el mercado del yeso comercial estaba en un buen momento y habría posibilidad de retorno económico del subproducto.

- **LSFO frente a los procesos de cal hidratada y mejora con magnesio**

Respecto a los procesos que utilizan hidróxido cálcico en vez de carbonato cálcico, el coste inferior del reactivo en el caso del LSFO pudo motivar la decisión, ya que la caliza se encuentra en cantidad en la comarca donde está ubicada la central, y, aunque tiene peor comportamiento en la reacción química, compensa su utilización.

- **LSFO frente a los procesos con amoníaco.**

La dirección de la empresa pudo valorar negativamente la tecnología basada en amoníaco debido a que aun no hay mucha experiencia, con el inconveniente

añadido que habría que adaptarlo a la planta existente (retrofit) y sobre todo los altos costes del reactivo y de capital necesario (tabla 3.2.2.4.1.). Por otro lado, valorando el subproducto, habría que retroceder a la fecha de la decisión, donde el yeso comercial tenía bastante valor en el mercado español inmerso en la burbuja inmobiliaria. Sin embargo, a día de hoy en el que el yeso comercial no tiene salida en el mercado y hay un coste no desdeñable de gestión como residuo, cabría valorar la mayor salida y posibilidad de venta del fertilizante amoniacal procedente de FGD en una región altamente agraria como es Andalucía.

Tabla 3.2.2.4.1. Comparación entre tecnologías basadas en caliza frente a las basadas en amoniaco		
	Caliza	Amoniaco
Características	Válido para carbones con alto contenido en azufre	Válido para carbones con alto contenido en azufre
	Eficiencia de eliminación de SO ₂ > 95%	Eficiencia de eliminación de SO ₂ > 95%
	Válido para grandes volúmenes de gases	Válido para grandes volúmenes de gases
	Sistema complejo.	No se genera líquido residual.
	Bajo coste del reactivo	Alto coste del reactivo
	Subproducto vendible con valor medio.	Gran valor del subproducto
	Altos costes de mantenimiento	Bajos costes de mantenimiento
	Medios / altos costes de capital	Altos costes de capital
Reactivo	Caliza	Amoniaco
Subproducto	Cenizas del precipitador electrostático y yeso comercial	Cenizas del precipitador electrostático y fertilizante vendible de sulfato de amoniaco.

Fuente: Brüggendick (2007)

- **LSFO frente a los reactores de chorro burbujeante.**

Quizá la tecnología que podría haber competido en la toma de decisión con la instalada definitivamente en la CTPN, y que más habría hecho meditar a los actores decisores es el Jet Bubbling Reactor (JBR) desarrollado por Chiyoda por los siguientes motivos:

Hay varias ventajas de este tipo de reactor respecto al LSFO (figura 3.2.2.4.1.). Al trabajar con menor pH permite reducir el gasto de reactivo y consumirlo casi en su totalidad. También es más versátil porque puede operar con más rango en cuanto a consumo óptimo. Esto quiere decir, que aunque en el JBR es cierto que la presión de trabajo es mayor que en un reactor de torre de un LSFO, y por lo tanto en principio el ventilador de impulsión de gases de combustión en

un JBR tendría mayor consumo eléctrico, esto se compensa por un mayor consumo eléctrico en los LSFO de las bombas de recirculación, necesitando en conjunto el JBR menor consumo de auxiliares.

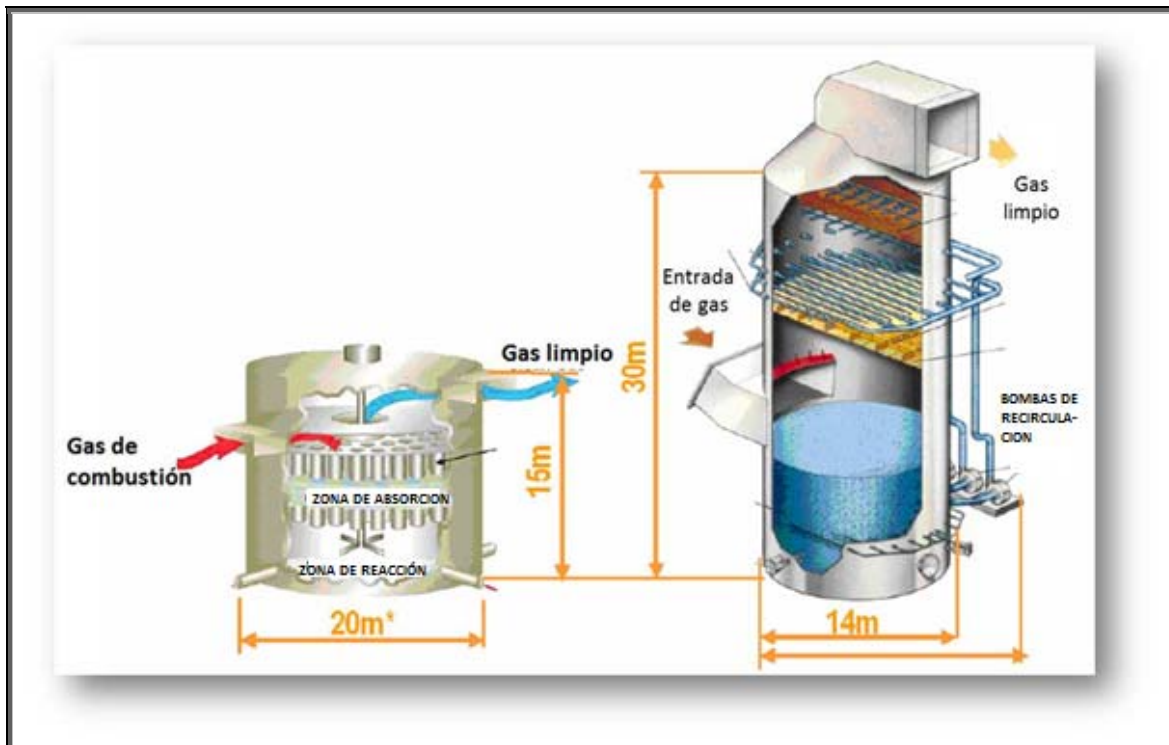


Figura 3.2.2.4.1. Comparación entre el JBR y el absorbedor de un LSFO. Fuente: Mogens Rübner-Petersen

CAPÍTULO 4.- MATERIALES Y MÉTODOS

4.1.- Planta de desulfuración de los gases de combustión de la Central Térmica de Puente Nuevo.

4.1.1.- Descripción general del proceso.

A la Central Térmica de Puente Nuevo se le ha provisto de una instalación de desulfuración de gases FGD (Flue Gas Desulfurization) mediante absorción húmeda con CaCO_3 y oxidación forzada del sulfito recuperado a sulfato.

La instalación está dimensionada para un caudal de gases a tratar variable entre 350.000 – 1.200.000 Nm^3/h y con un contenido en SO_2 entre 800 y 6500 mg/Nm^3 .

El gas de combustión, figura 4.1.1.1., procedente de la caldera es aspirado por dos ventiladores de tiro inducido. En el camino de la caldera hacia estos dos ventiladores un precipitador electrostático elimina las cenizas volantes del gas de combustión. Estos ventiladores impulsan el gas hacia la chimenea si la planta de desulfuración está fuera de servicio. Para el funcionamiento de la planta de desulfuración se ha provisto de un ventilador de refuerzo (1 x 100%) que aspira los gases de la descarga de los ventiladores de tiro inducido comunicándoles la energía necesaria para hacerlos pasar a través de la torre de absorción y enviarlos a la chimenea una vez eliminado el SO_2 .

A su paso por el absorbedor los gases son lavados, a contracorriente, con lechada de caliza pulverizada por medio de cinco bancos de atomización. Se dispone de cinco bombas de recirculación para este fin, que aspiran el reactivo de la parte inferior de la torre de absorción (cárter, en lenguaje fabril) y lo impulsan hasta los atomizadores. Una vez lavados los gases, dentro del absorbedor pasan por el eliminador de nieblas y salen del mismo por la parte superior. En el camino hacia la chimenea, para evitar que se alcance el punto de rocío, los gases desulfurados se recalientan a 80 °C. En el cárter se inyecta una corriente de aire para oxidar los sulfitos a sulfatos. Este último dispone de agitadores para mantener la homogeneidad de la lechada y su alcalinidad se controla por la adición de lechada fresca de caliza. El nivel del cárter se controla con el agua de proceso utilizada para limpiar el eliminador de gotas.

El sistema de preparación de lechada de caliza está provisto de dos sistemas de molienda húmeda. La caliza proveniente de la cantera, con una granulometría acordada, se transporta por camiones a la Central Térmica almacenándose en una nave y mediante cintas transportadoras es llevada a cada uno de los dos sistemas de molienda. Cada sistema consta de un silo en el cual depositan la piedra caliza las cintas mencionadas. Por gravedad, la caliza seca cae en una cinta transportadora, que la dosifica en función del punto de consigna prefijado -expresado en toneladas/hora- hacia el molino, donde se somete a una molienda húmeda para producir una lechada, que se almacena en un tanque apropiado. Ésta lechada se hace circular por un anillo, del cual, a demanda, una válvula de regulación va tomando el caudal necesario para mantener el pH requerido de la mezcla contenida en el cárter del absorbedor.

Como consecuencia de la reacción química, se forma un subproducto compuesto en su mayor parte por sulfato de calcio dihidratado (yeso) que se va acumulando en la parte inferior del cárter del absorbedor. Dos bombas (una en servicio y otra en reserva) aspiran la lechada de yeso del cárter del absorbedor y la impulsan hacia unos hidrociclones, donde se separa físicamente la parte más densa de la más ligera. La parte más densa, que contiene la mayor proporción de sulfato de calcio dihidratado, se drena desde el sistema de hidrociclones hacia un equipo de secado constituido por cintas sometidas a vacío, que deshidratan el producto, recuperando el agua para el proceso. El yeso seco, que puede llegar a calidad comercial, se transporta por cintas hacia una nave de almacenamiento. Por otro lado, el producto ligero sale del hidrociclón primario por la parte superior y es conducido a una planta de tratamiento de aguas con etapas de neutralización y floculación para recuperar el agua purificada.

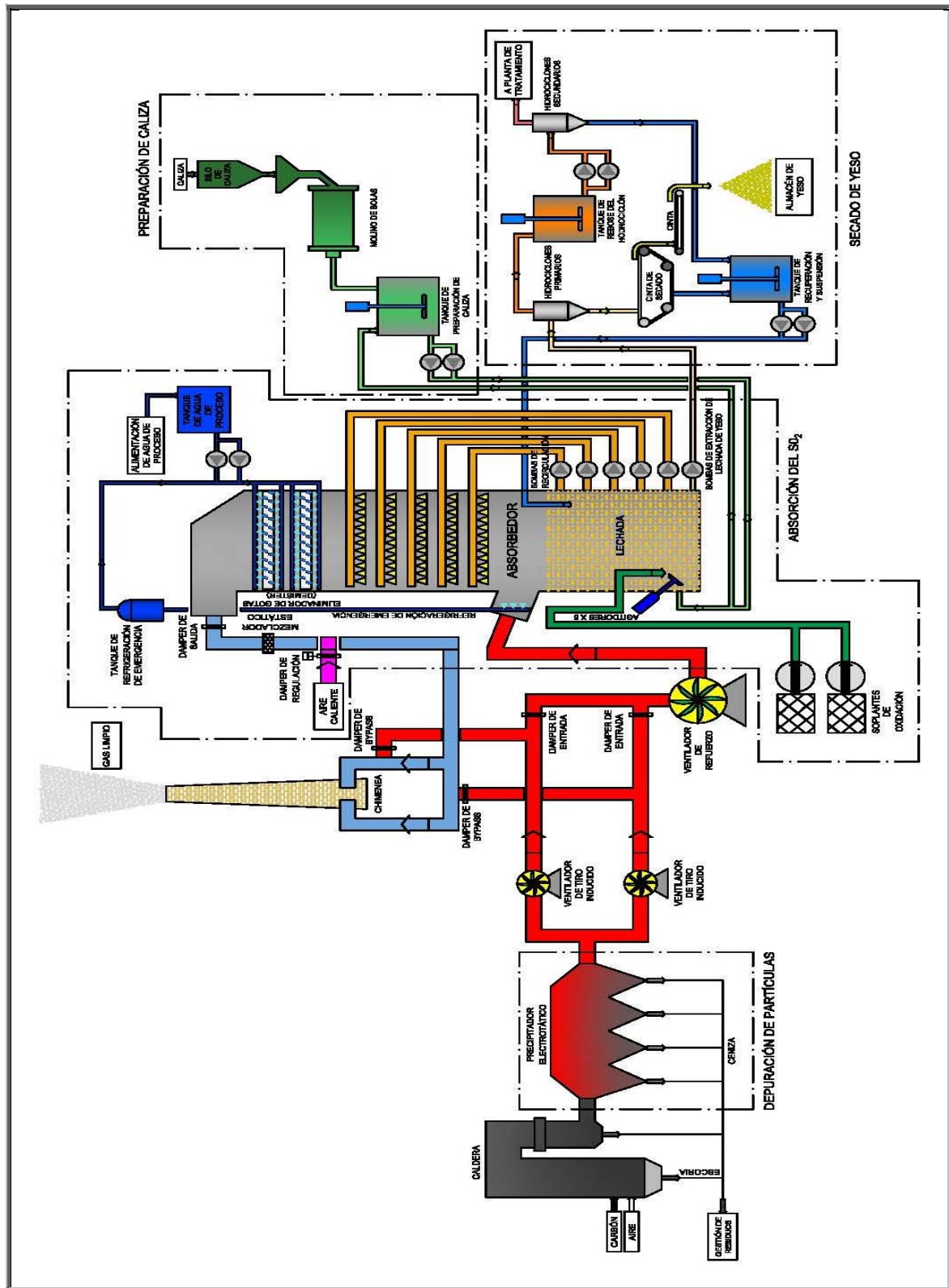


Figura 4.1.1.1. Diagrama de flujo general de la Planta Desulfuradora de la Central Térmica de Puente Nuevo (Espiel, Córdoba, España).

4.1.2.- Componentes

A continuación se enumeran los equipos y elementos de los que consta la planta de desulfuración. En el Anexo 1 se detallan las características técnicas de los equipos más relevantes.

4.1.2.1.- Conducción del gas de combustión a través de la torre de absorción

El sistema de gas de combustión, figura 4.1.2.1.1., tiene como objeto dirigir el gas procedente de caldera, limpio de partículas sólidas, por medio del ventilador de refuerzo (Booster Fan) al absorbedor o, en caso de estar fuera de servicio el FGD, a la chimenea por los ventiladores de tiro inducido (By-pass). Por lo que el sistema está compuesto por dos conductos separados, cada uno de ellos equipados por una válvula (damper) de entrada para permitir el aislamiento completo del sistema de FGD, en caso de que este se encuentre fuera de servicio.

La velocidad de entrada del gas en el absorbedor es regulada por el ventilador de refuerzo. Dentro del absorbedor los gases se lavan por una pulverización de lechada de reactivo en contracorriente, eliminando del gas el SO₂. Una vez limpios, los gases sufren un recalentamiento en un intercambiador de calor aire / gas, obteniendo una temperatura de 80 ± 10 °C antes de salir por la chimenea.

En operación normal, el damper de by-pass está cerrado y los dampers de entrada al Booster Fan y salida del absorbedor están abiertos. En caso de situación de emergencia, requiriendo la parada del sistema de FGD, el damper de by-pass se abre automáticamente y los dampers de la entrada y de salida se cierran automáticamente. Un sistema de aire de sello, formado por ventiladores de aire de sello y válvulas automáticas, previenen la salida del gas en una dirección indeseada en los dampers de entrada, de salida y de by-pass. Este sistema funciona cuando se produce el cierre de algún damper. *(Para información detallada ver Anexo I.1.- Ventilador de refuerzo de gases al desulfurador (Booster Fan), Conductos y Gases).*

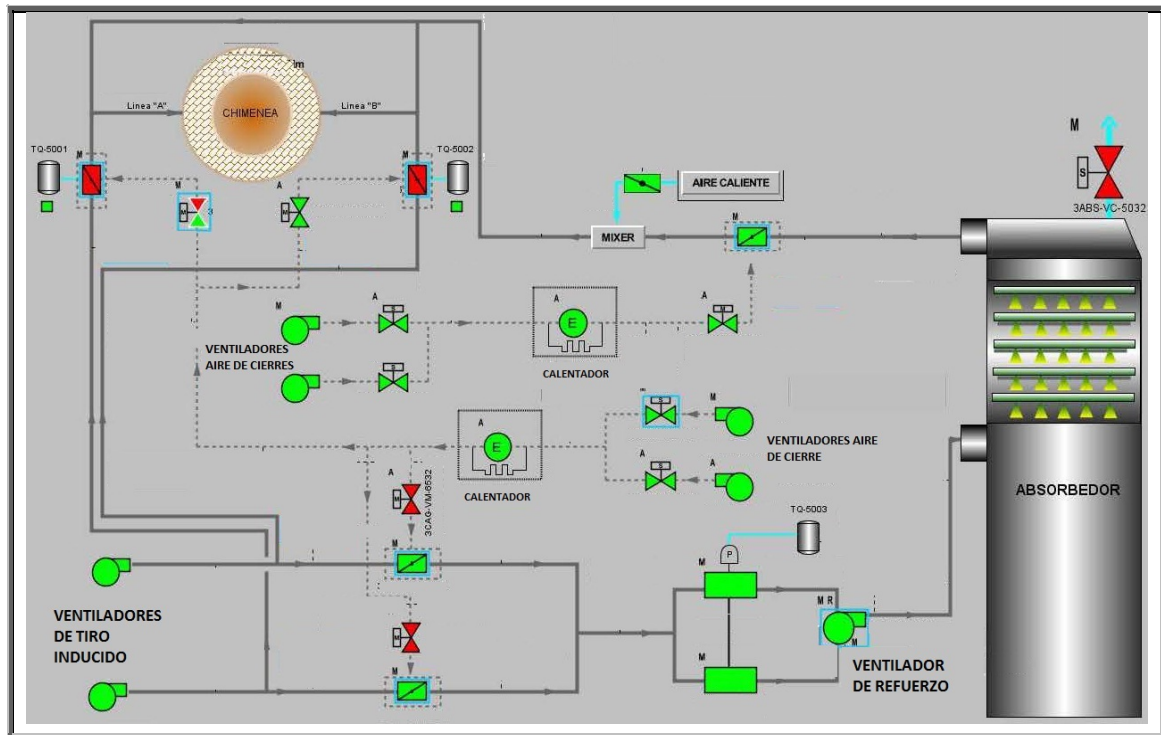


Figura 4.1.2.1.1. Diagrama de flujo del circuito aire – gases del desulfurador de la Central Térmica de Puente Nuevo. Fuente: Sistema de control distribuido de la CTPN

4.1.2.2.- Absorbedor.

El absorbedor (figura 4.1.2.2.1.) consiste en un recipiente cilíndrico vertical, con una abertura de entrada del gas sucio y de una salida del gas limpio, recubierto internamente por un engomado para evitar corrosiones por acidificación.

La zona de la torre de lavado entre la entrada y la salida del gas se denomina “sección del gas”. Esta se puede subdividir en dos secciones: “sección de pulverización” y “sección antibrumas”. La parte inferior de la torre de absorción situada debajo de la entrada del gas, se designa “cárter” y contiene la mezcla de reactivos.

El absorbedor funciona a contracorriente y es comúnmente utilizado en los procesos de FGD basados en caliza. En el absorbedor, el gas de combustión fluye hacia arriba mientras que una mezcla que contiene caliza finamente molida y agua se pulveriza hacia abajo en tanto que el SO_2 es absorbido en las gotas pulverizadas. En la torre, la velocidad de diseño del gas de combustión oscila entre 3 y 5 m/s. Al aumentar la velocidad del gas se favorece el aumento

del coeficiente de transferencia del SO_2 a las gotas. Sin embargo, si la velocidad es demasiado alta, estas pueden ser arrastradas junto con el gas de combustión. El límite superior de la velocidad del gas de combustión en una torre de lavado de este tipo lo fija la capacidad de los eliminadores de bruma (Demister).

Las reacciones que tienen lugar en la torre de absorción entre el reactivo y el gas de combustión, para la eliminación del SO_2 presente en este, involucran tanto reacciones gas líquido como reacciones líquido-sólido. Dichas reacciones han sido expuestas en el Capítulo 3 punto 3.1.2.2.2.

En el absorbedor existe una fosa de drenaje, provista de agitador, que gestiona los derrames que se generan cerca del área del mismo. Consiste en una fosa subterránea equipada con dos bombas (2 x 100%) que devuelven los drenajes al absorbedor. Las bombas entran en funcionamiento cuando en la fosa se alcanza un nivel prefijado. En el anexo I.2.- Torre de absorción se detallan las características técnicas de este equipo.

Como anteriormente se ha comentado los bancos de pulverización se encuentran en la sección de gas. Existen 5 bancos a diferentes niveles separados una distancia de 1800 mm. Estos pulverizadores permiten atomizar la mezcla de reactivo para que entre en contacto con el gas sucio que se desulfurará. Un porcentaje alto de los componentes ácidos presentes en el gas, como SO_2 , HCl y HF , reaccionan con la caliza presente en la mezcla y se absorben en las gotas de la mezcla pulverizada.

En la parte superior de la sección de gas se encuentran el sistema de eliminación de gotas, el cual está compuesto por dos etapas o dispositivos antibrumas (demister), los cuales previenen que las gotas no salgan con el gas limpio, con objeto de recuperar la mayor parte del agua transportada con los gases después de las operaciones de absorción. La etapa inferior del demister es un separador grueso, de modo que existe una distancia relativamente grande entre las láminas y su función es separar la mayor parte de las gotas de mayor tamaño del flujo ascendente de humo. Por otro lado, la etapa superior del dispositivo antibruma es un separador fino, con una distancia más pequeña entre las láminas para conseguir eliminar las gotas finas de la mezcla. Cada etapa del dispositivo antibruma, dispone de dos pulverizadores de limpieza dispuestos a diferentes niveles, uno superior y otro inferior, para prevenir la obstrucción debido al depósito de materiales sólidos como el yeso y cenizas.

Los gases de combustión limpios abandonan el absorbedor por la salida y se recalientan antes de entrar en la chimenea.

El cárter del absorbedor contiene la mezcla que se recirculará. Esta mezcla se entrega en los diversos niveles de los bancos de pulverización con el auxilio de las bombas de recirculación, según necesidades. El número de bancos en funcionamiento dependerá del contenido de SO_2 del gas de combustión y la carga de la caldera. En esta zona se encuentra el sistema de inyección de aire para la oxidación compuesto por 4 inyectores, cuyo objetivo es suministrar el oxígeno para la reacción de oxidación del sulfito y del bisulfito. Por otro lado, en esta zona del absorbedor se introduce el reactivo fresco, lechada de caliza, a través de dos inyectores; esta dosificación de la lechada de caliza fresca se efectúa en función del pH de la mezcla del colector.

En resumen, las funciones del cárter son:

- Finalizar la reacción de la mezcla caliza con los componentes ácidos.
- Conversión del sulfito inicialmente formado a sulfato por la oxidación forzada.
- Mantener la lechada de caliza un tiempo suficiente para su disolución y aprovechamiento.
- Cristalización del yeso de la solución sobresaturada del mismo.
- Disponer un amplio tiempo de residencia para permitir suficiente crecimiento de los cristales del yeso.
- Disponer de un volumen de almacenaje de líquidos y de sólidos para estabilizar la operación de desulfuración durante cambios rápidos en los siguientes parámetros de proceso:
 - Temperatura del gas.
 - Concentración de la entrada del SO_2 .
 - Caudal de la fase gaseosa.

La mezcla presente en el cárter está formada por una solución acuosa de las sales disueltas y de sólidos en suspensión (12% aprox.). Para mantener los sólidos de la mezcla en suspensión, existen 5 agitadores laterales.

El nivel óptimo de operación del cárter debe estar entre 9 - 10 metros de líquido, fijándose los siguientes límites:

- Con un nivel < 2 m se hace una parada de emergencia de las bombas de extracción de yeso
- Con un nivel < 3.5 m se hace una parada de emergencia de agitadores.
- Con un nivel < 8 m se hace una parada de emergencia de las bombas de recirculación.

El absorbedor está equipado con un sistema de dosificación emergencia para la adición de NaOH y evitar así una posible acidificación al disminuir el pH como consecuencia de una elevación de la concentración de SO₂, lo que deterioraría los materiales de construcción del absorbedor. El NaOH se bombea desde un tanque de almacenamiento colocado fuera del edificio.

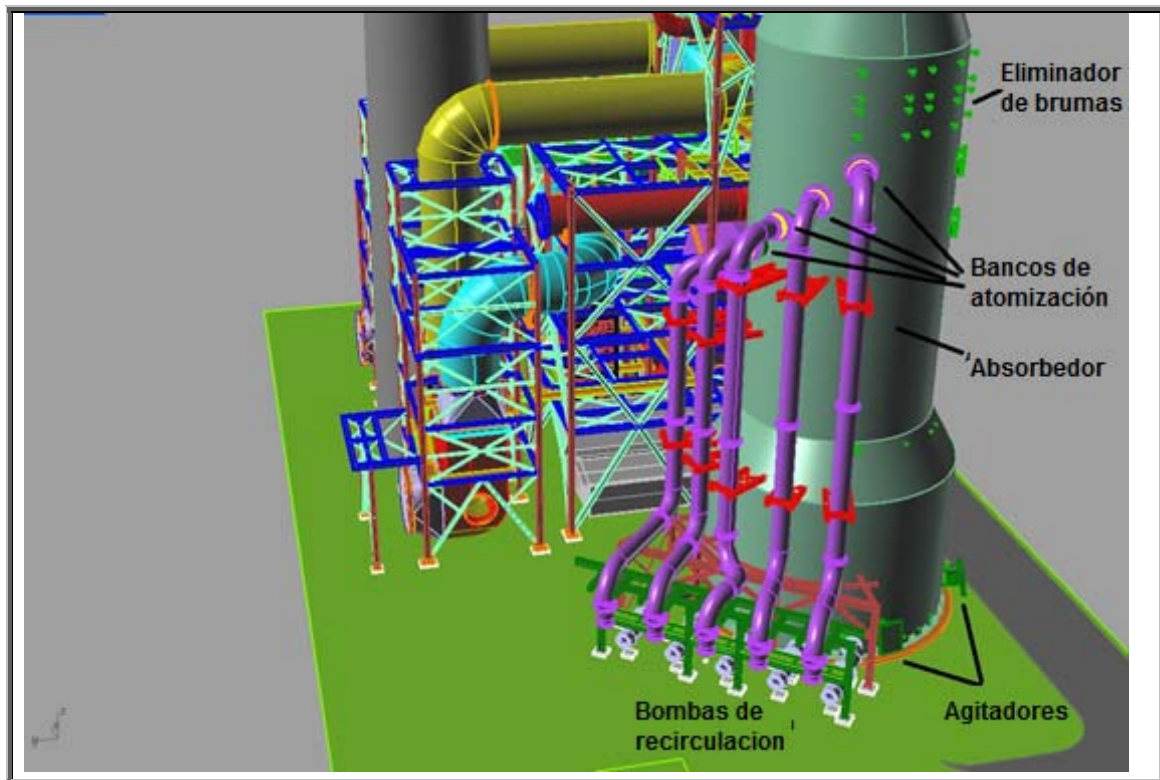


Figura 4.1.2.2.1: Vista en 3D de los elementos de absorción de la Central Térmica de Puente Nuevo.

4.1.2.3.- Sistema de recirculación y bancos de atomización.

Existen 5 líneas de atomización (figura 4.1.2.3.1.), una por cada bomba centrífuga de recirculación, distribuidas en 5 niveles con una distancia entre cada banco de 1,8 m. Los atomizadores se encuentran ensamblados en toda el área circular del absorbedor, de forma que puedan lavar el mayor volumen de gases posible.

Los 4 primeros bancos de atomización (correspondientes a las bombas de recirculación 1, 2, 3, 4) son exactamente iguales. El quinto banco se diferencia de los anteriores en cuanto a los modelos de atomizadores que lleva.

Existen 4 modelos de atomizadores (dos para los bancos 1 al 4 y otros dos para el banco 5), que la ingeniería ha diseñado y distribuido por los cinco bancos de recirculación para conseguir la mayor área de lavado de gases posible. Cada atomizador evacua un caudal de lechada de recirculación con un tamaño de gota definido.

Las líneas de atomización están construidas de plástico reforzado con fibra de vidrio con revestimiento interno y externo contra la abrasión.

Este revestimiento anti-abrasión contiene carburo de silicio o corindón como materiales especiales para soportar el desgaste provocado por el flujo de gas de combustión y la lechada de cal.

Tabla 4.1.2.1. Características de las bombas centrífugas de recirculación							
Bomba	Caudal (m ³ /h). Variable "L" del proceso.	Potencia nominal motor (kW)	Potencia real del motor en los experimentos (kW)	Altura de descarga (m)	Frecuencia motor (Hz)	Velocidad motor (r.p.m.)	Tensión del motor (kV)
Nº1	7000	600	541	19,3	50	496	6
Nº2	7000	650	570	21,0	50	496	6
Nº3	7000	700	602	22,8	50	496	6
Nº4	7000	750	677	24,5	50	496	6
Nº5	7000	800	632	26,3	50	496	6

Como anteriormente se ha comentado, el sistema de recirculación se compone de cinco bombas que reciclan la mezcla que existe dentro del absorbedor, cada una de ellas aspirando a la misma altura del cárter del absorbedor, y descargando a distinta altura al banco de pulverización correspondiente.

Cada bomba está provista de un drenaje automático y un sistema de limpieza por agua.

Conforme va subiendo el contenido de azufre en el gas es necesario disponer de más bombas de recirculación, siendo 3 el número habitual de bombas en servicio para lograr una reducción del SO₂ por debajo de los límites de emisión para los contenidos de azufre de los carbones habituales utilizados en la CTPN.

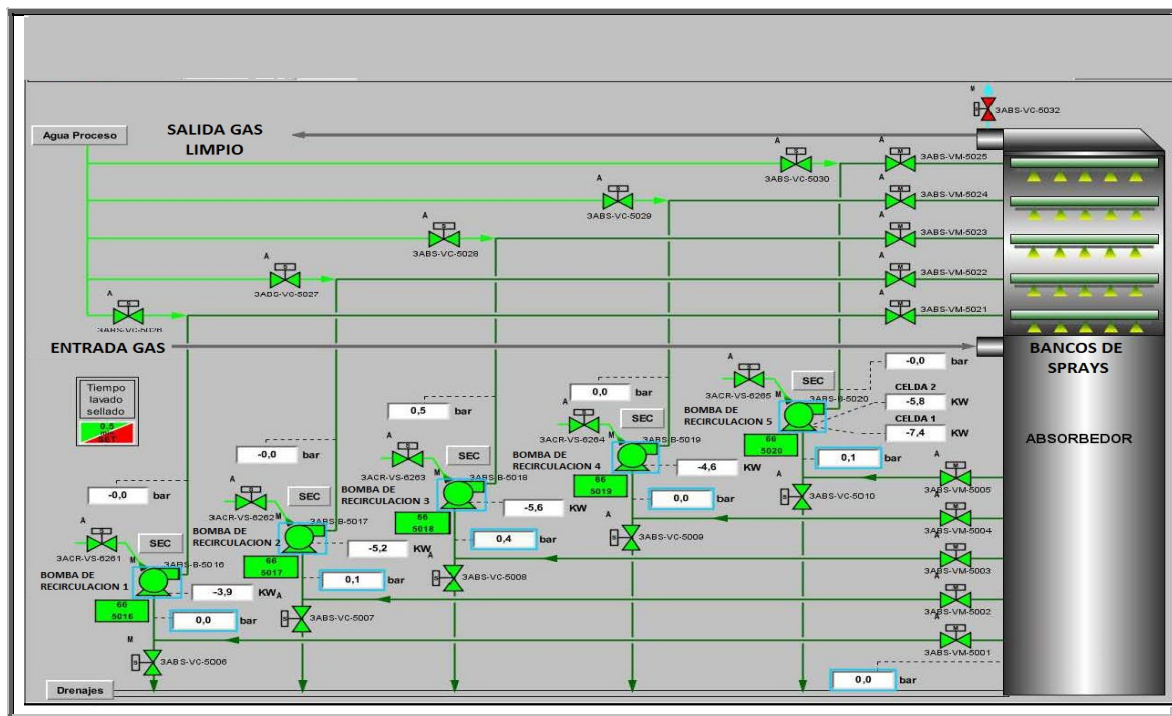


Figura 4.1.2.3.1. Diagrama de flujo del circuito de recirculación de lechada reciclada del desulfurador de la Central Térmica de Puente Nuevo. Fuente: Sistema de control distribuido de la CTPN.

4.1.2.4.- Sistema de inyección de aire de oxidación.

El oxígeno presente en el gas de combustión que entra al absorbedor oxida una pequeña cantidad del sulfito, pero la mayor parte de la oxidación tiene lugar en la parte inferior del absorbedor. Esta reacción de oxidación tiene lugar gracias al aire inyectado por dos ventiladores soplantes de oxidación (2 x 100%) (figura 4.1.2.4.1.).

El aire necesario para la oxidación se distribuye a través de una línea colectora, y dividida en 4 líneas posteriormente antes de ser introducidas a través de los inyectores correspondientes en el cárter. Para que se produzca la reacción de oxidación al 100% del sulfito a sulfato, es necesario que la inyección del aire sea uniformemente distribuida en la sección transversal del colector del absorbedor.

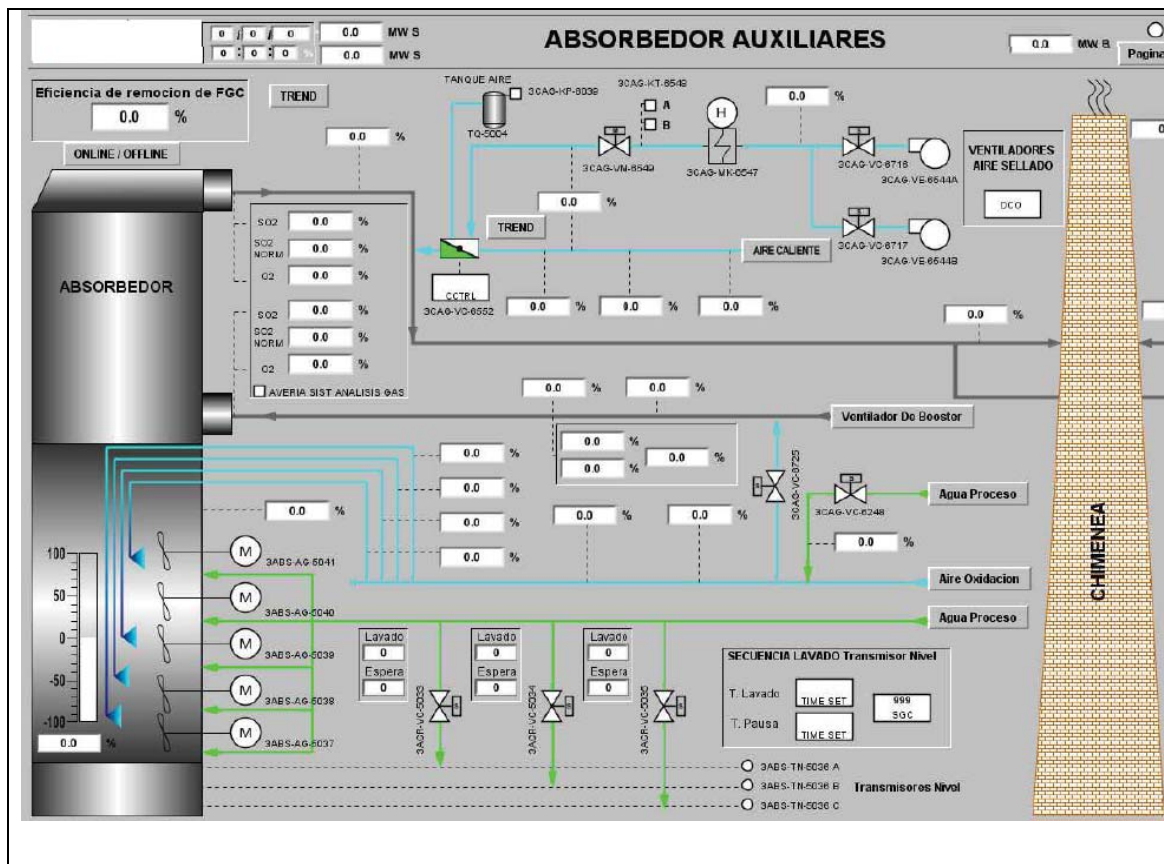


Figura 4.1.2.4.1. Diagrama del sistema de inyección aire de oxidación.

4.1.2.5.- Sistema de enfriamiento de emergencia del absorbedor.

El sistema de enfriamiento de emergencia (Figura 4.1.2.5.1.) tiene por objeto que no se supere la temperatura máxima permisible de los materiales plásticos que conforman el propio absorbedor y por lo tanto se consiga una reducción de la temperatura del gas de entrada ante un aumento brusco descontrolado de ésta. El sistema se compone de un tanque atmosférico de una capacidad útil de 19 m³ de agua, localizado en la parte superior del absorbedor, y unos inyectores situados dentro de propio conducto de entrada de gases del absorbedor.

En caso de que la temperatura supere los 150 °C en el gas crudo a la entrada del absorbedor, la válvula del sistema de enfriamiento de emergencia, situada debajo del tanque, se abre y descarga el agua de proceso en la entrada de

gases del absorbedor, consiguiendo la correspondiente reducción de la temperatura por debajo de la máxima permisible para los materiales plásticos.

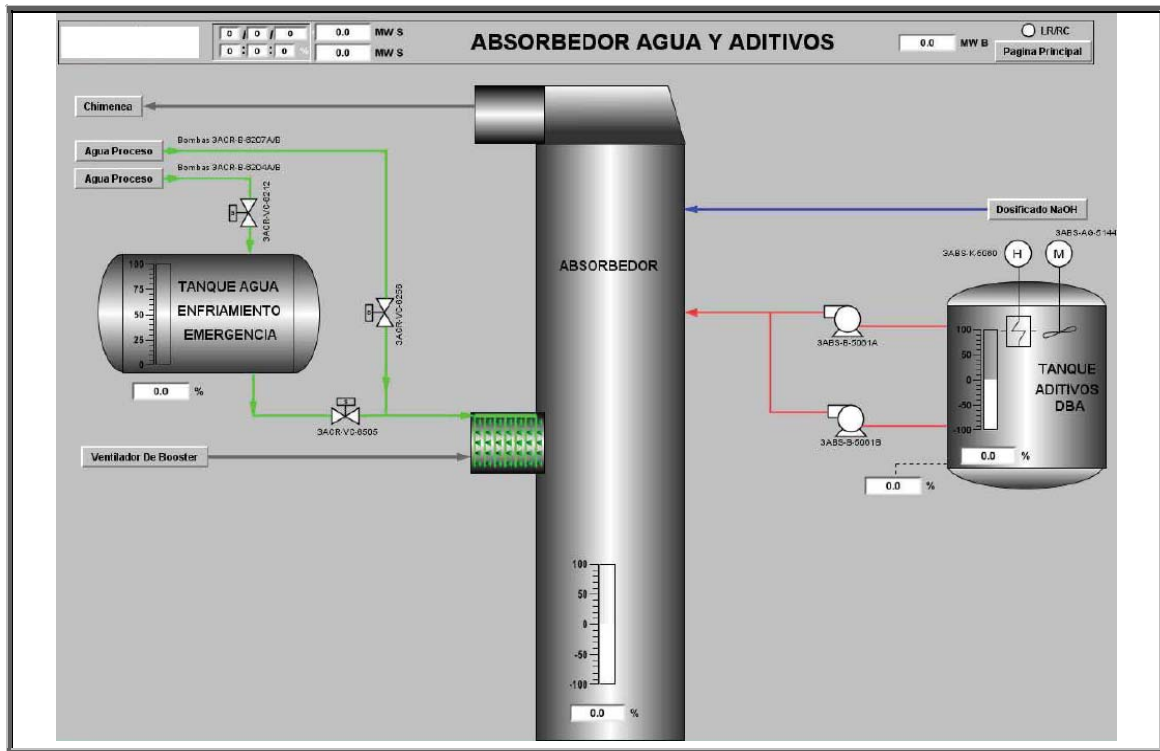


Figura 4.1.2.5.1. Sistema de refrigeración de emergencia, e inyección de aditivos

4.1.2.6.- Sistema de almacenamiento temporal.

El sistema de almacenamiento temporal (Figura 4.1.2.6.1.) o sistema de recuperación temporal está diseñado para recoger el volumen de mezcla que existe dentro del absorbedor, en caso de que sea necesario vaciar el mismo por alguna situación de emergencia, mantenimiento o inspección. Se compone de un tanque de capacidad útil de almacenamiento de 2.830 m³, cifra que corresponde al volumen total de mezcla contenida en el absorbedor más el volumen de agua requerida para la limpieza de los equipos, después de la parada.

Para el transvase del absorbedor al tanque de recuperación temporal se utilizan las mismas bombas de extracción de yeso hasta un nivel determinado y para completar el vaciado se realiza el de la fosa de drenaje del absorbedor. Para recircular la mezcla en sentido inverso, es decir, hacia el absorbedor, el

propio sistema de almacenamiento temporal dispone de dos bombas (1 x 100%). El tanque también está equipado con cinco agitadores para evitar la sedimentación de la mezcla mientras esta permanezca en el mismo.

El sistema de almacenamiento temporal también dispone de una fosa de drenaje para la recogida de drenajes procedentes del mismo y así poder recircularlos. Consiste en una fosa subterránea equipada con dos bombas (1 x 100%) que devuelven los drenajes al absorbedor y un agitador instalado en la tapa superficial de la misma. Las bombas entran en funcionamiento cuando en la fosa se alcanza un nivel predeterminado.

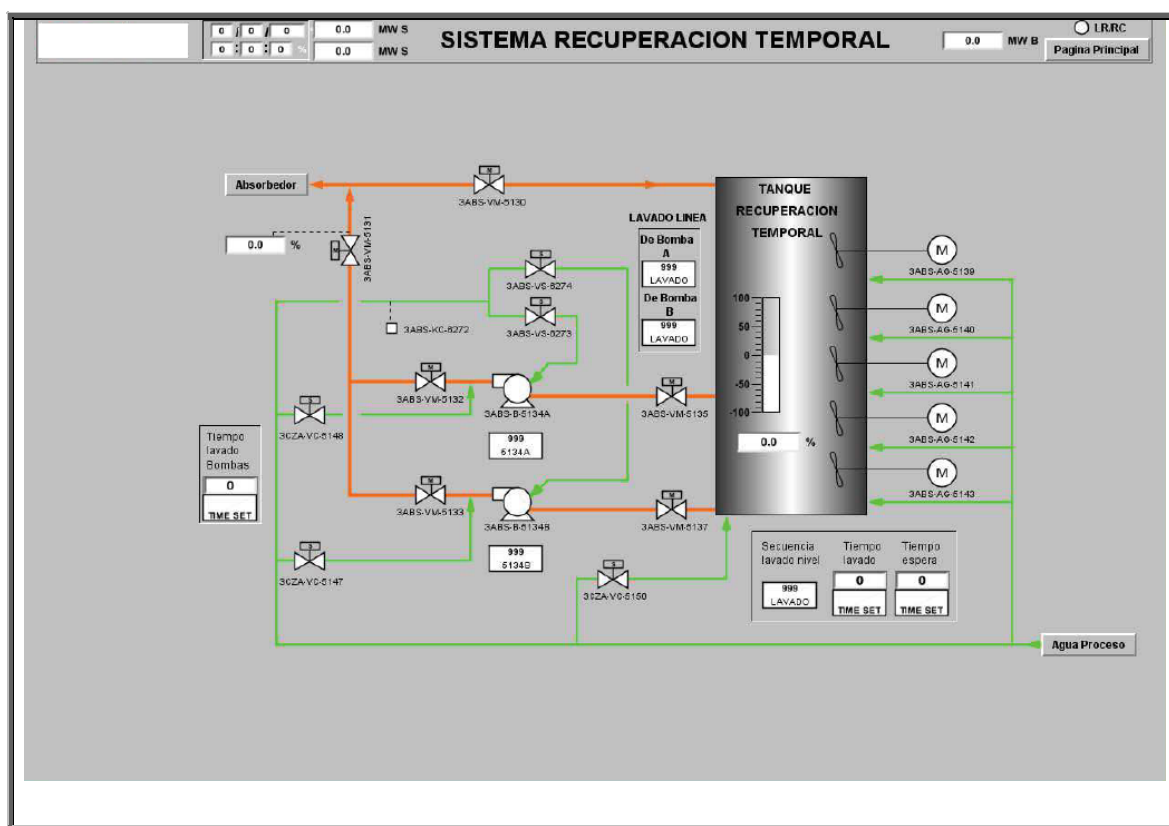


Figura 4.1.2.6.1. Sistema de recuperación temporal.

4.1.2.7.- Sistema de preparación de la lechada de caliza.

La lechada de caliza utilizada en el proceso es el resultado de la operación de molienda húmeda de la piedra caliza proveniente de la cantera. Esta roca sedimentaria natural debe cumplir una serie de requisitos en cuanto a

composición, ya que las impurezas presentes en la caliza pueden afectar al rendimiento y la eficacia del sistema de desulfuración, por lo tanto es preferible, relativamente, el uso de caliza de alta pureza.

La caliza está compuesta principalmente por carbonato de calcio (CaCO_3); las impurezas más comunes son carbonato de magnesio (MgCO_3) y óxidos de silicio, aluminio y hierro. Una parte del carbonato de magnesio puede ser soluble en las condiciones que existen en el proceso de desulfuración y en general esto tiene un efecto importante sobre el rendimiento del sistema. Puede tener efectos positivos ya que en diversas condiciones el magnesio puede mejorar la eliminación de SO_2 pero, por otro lado, en cantidades excesivas puede afectar de manera desfavorable a las características de sedimentación y deshidratación de los residuos sólidos no oxidados. Los óxidos de los metales procedentes de las arenas, arcillas y limos, que están presentes en la caliza, no son muy solubles ni siquiera en ácido fuerte, estos materiales en general se denominan inertes ácidos.

La caliza se incorpora al proceso de molienda por medio de una tolva con alimentador (Figuras 4.1.2.7.1. y 4.1.2.7.2.). La molienda se realiza mediante un molino de bolas de las características que posteriormente se citan. Al ser un proceso húmedo se incorpora agua a la molienda, para obtener la lechada de caliza. El proceso de clasificación del material molido (lechada de caliza) se realiza por medio de un hidrociclón, donde el rebose (overflow), es decir, el material con las características idóneas de densidad y tamaño para continuar el proceso, es enviado al tanque de preparación de caliza y el flujo inferior del hidrociclón (underflow), es decir, el material más denso es recirculado al molino para que se incorpore de nuevo al proceso de molienda.

La lechada de caliza que presenta las características óptimas para el proceso de desulfuración se almacena en el tanque de preparación de caliza. El tanque dispone de dos bombas (2x100%) que envían la lechada de caliza al anillo de distribución (Figura 4.1.1.2.7.3) para que sea incorporada al absorbedor. Las tuberías se diseñan de tal manera que no se produzcan ningún tipo de sedimentación. El flujo de inyección en el absorbedor así como la densidad de la lechada de caliza se ajustan automáticamente en función del nivel de SO_2 que exista en la entrada de gas y el nivel de pH que tenga el colector.

El sistema de preparación de lechada de caliza también dispone de una fosa de drenaje para la recogida de drenajes procedentes del mismo y así poder recircularlos de nuevo a los molinos. Consiste en una fosa subterránea equipada con dos bombas (2 x 100%) y un agitador instalado en la tapa

superficial de la misma. Las bombas entran en funcionamiento cuando en la fosa se alcanza un nivel predeterminado. Las características de los principales equipos de preparación de la lechada caliza se encuentran en el Anexo,



Figura 4.1.2.7.1. Vista en 3D del sistema de molienda de la Central Térmica de Puente Nuevo.

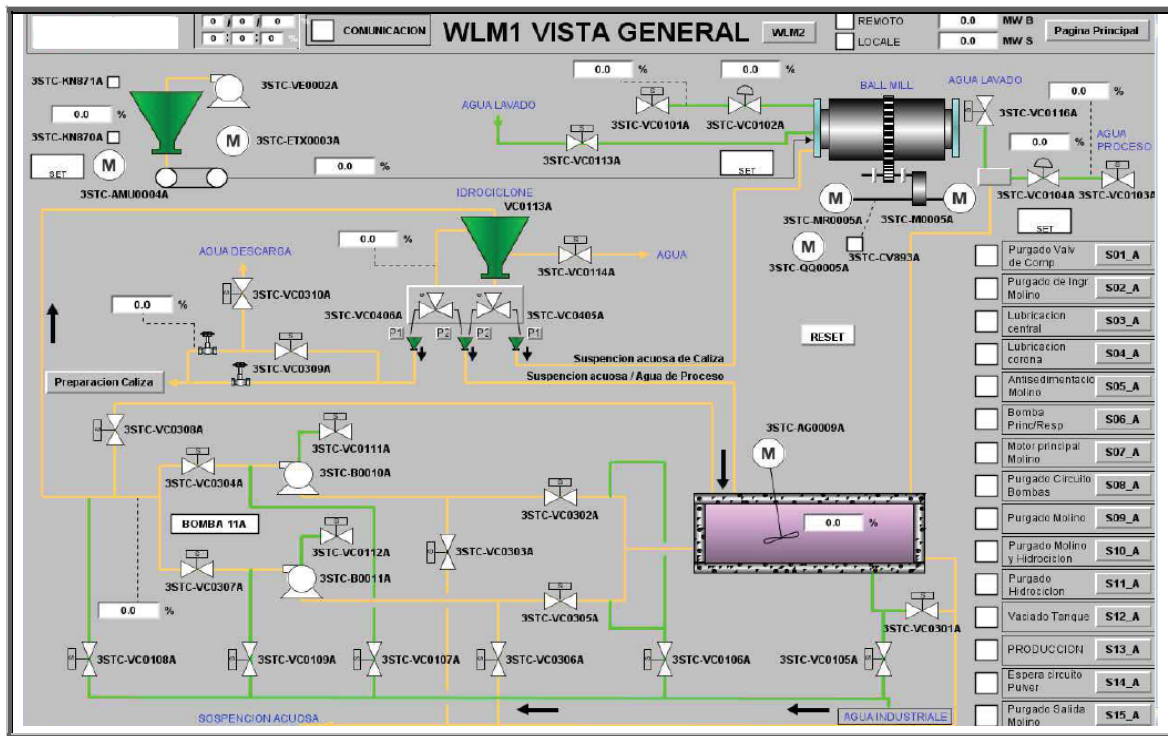


Figura 4.1.2.7.2. Diagrama de flujo del circuito de molienda del desulfurador de la Central Térmica de Puente Nuevo. Fuente: Sistema de control distribuido de la CTPN

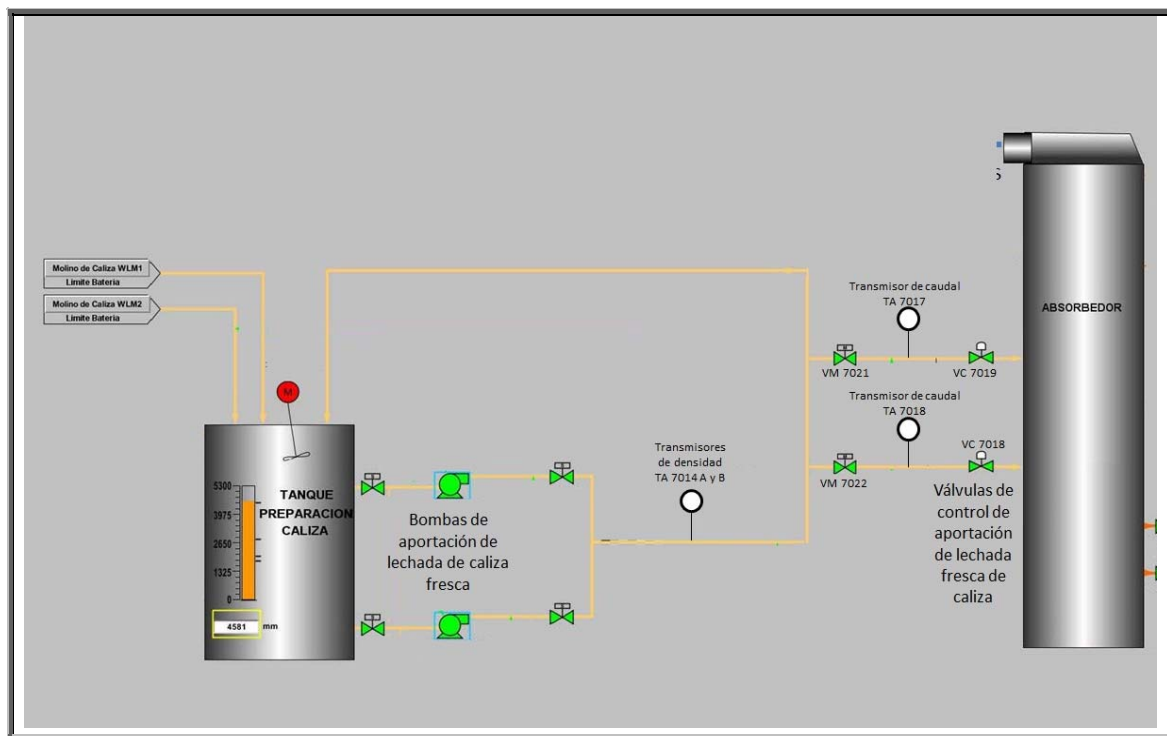


Figura 4.1.2.7.3. Diagrama de flujo del anillo de lechada fresca de caliza

4.1.2.8.- Sistema de extracción y secado de yeso.

Como anteriormente se ha comentado la eliminación del SO_2 de los gases de combustión produce sulfato cálcico debido a las reacciones que tienen lugar entre el dióxido de azufre y la lechada de caliza. El sulfato cálcico en forma de yeso se recoge en la parte inferior del absorbedor junto con parte de la lechada de caliza aún sin reaccionar (Figura 4.1.2.8.1.). Para evitar que la mezcla que existe dentro del absorbedor contenga una alta concentración de sólidos en suspensión (yeso) se extrae por medio de dos bombas (2 x 100%) instaladas en la parte inferior de la torre de absorción.

El fluido extraído del absorbedor se envía a la primera batería de hidrociclones, formada por cinco unidades cada una, donde se produce la separación de la suspensión en dos fases por diferencias de densidad. Existen dos baterías de hidrociclones primarios, una por cada cinta de filtrado. Estos dos elementos, tanto las bombas como los hidrociclones primarios forman el sistema de purgado o sangrado de yeso. En la línea de transporte del fluido desde las

bombas a los hidrociclones está instalado un densímetro, que permite determinar la concentración de yeso existente en el fluido.

En esta primera etapa se produce la separación de la mezcla inicial en dos flujos, por un lado el rebose (overflow) del primer hidrociclón con una concentración de sólidos en suspensión de aproximadamente el 3% en peso y (Figura 4.1.2.8.2.); por otro lado la fase pesada (underflow) del hidrociclón primario con una concentración de sólidos en suspensión de aproximadamente el 50% en peso (Figura 4.1.2.8.3.); la gestión de este último dependerá de la densidad que presente la mezcla inicial.

El rebose (overflow) del primer hidrociclón alimenta el tanque de desbordamiento del hidrociclón y por medio de dos bombas (2 x 100%) pasa a la segunda batería de hidrociclones, compuesta por tres unidades. Este flujo se dividirá en un fluido denso (underflow) del segundo hidrociclón, cuyo destino será el tanque de recuperación de suspensión, y en un rebosamiento (overflow) del segundo hidrociclón, que fluirá a la planta de tratamiento de aguas residuales (WWTP). Si no se sobrepasa el valor límite de conductividad, que es el indicador de la concentración de cloruros existente, el tanque se irá llenando hasta que el fluido alcance el nivel donde se encuentra el rebose, destinando dicho fluido al tanque de recuperación y suspensión (Figura 4.1.2.8.4.).

En cuanto a la gestión del fluido denso (underflow) del hidrociclón primario dependerá de su densidad la ruta a seguir. Si la densidad de la mezcla no presenta un valor superior a 1.070 kg/m^3 este flujo se envía al tanque de recuperación de suspensión. El contenido de este tanque es destinado de nuevo al absorbedor por bombeo, 2 bombas (2 x 100%). En caso de que la densidad supere el valor anteriormente mencionado, la mezcla se destinará por gravedad a las cintas de filtrado de vacío. Aquí se filtra la suspensión para eliminarle gran parte del agua que presenta; en cualquier caso, el contenido de humedad del sólido obtenido, después del proceso de filtrado, no debe ser superior al 12%. El yeso desecado una vez completada la etapa de filtración es transportado por medio de unas cintas al lugar de acopio para su almacenaje. La fase líquida eliminada en las cintas de filtrado de vacío se conduce al tanque de filtrado y de este al tanque de recuperación de suspensión para reciclarse al absorbedor.

Existen dos cintas de filtrado, de utilización indistinta, pero una en reposo. Están constituidas por una tela filtrante, arrastrada por una correa de goma, del mismo ancho que la tela, con perforaciones para permitir el drenaje de la parte

líquida. La correa es accionada por un tambor motriz, conectado a un grupo motor que genera el movimiento y por otro lado un tambor de las mismas características que el anterior pero que permite tensionar la correa de goma y la tela. Gracias al variador de frecuencia que presenta el grupo motor se puede variar la velocidad de la cinta y con ello el tiempo del ciclo de filtrado y el espesor de la torta de yeso.

El vacío necesario para el filtrado del yeso se realiza por medio de dos bombas, una por cada cinta de filtrado (Figura 4.1.2.8.5.). Las bombas de vacío producen una succión en toda la superficie de la tela. La bomba (Figura 4.1.2.8.6.) está constituida por un rotor de paletas, que gira, libremente, sin entrar en contacto con las partes metálicas del cuerpo cilíndrico de la misma y que tiene el eje excéntrico respecto al eje del rotor. Por el interior del cuerpo de la bomba circula un anillo líquido (agua de cierre de la bomba de vacío). Durante la rotación el anillo líquido, a causa de la excentricidad entre los ejes, generará unos huecos de volumen creciente - decreciente, los cuales, permiten un transporte de gas o aire continuo y sin fluctuaciones. En cada vuelta, existe una fase de aspiración, una de compresión y una de descarga. Durante el funcionamiento de la bomba de vacío, hay que dejar que el líquido de compresión llegue continuamente a la bomba, para descargar el calor generado durante la compresión y que es transmitido, en su mayoría, al líquido.

El tanque de recogida de filtrado está cerrado y presenta dos salidas y una entrada. La entrada está conectada con la descarga que recoge la fase líquida de la cinta de filtrado de vacío. Una de las salidas está ubicada en la parte inferior del tanque y envía la fase líquida por gravedad al tanque de recuperación de suspensión; la otra está conectada a la aspiración de la bomba de vacío y su finalidad es succionar el aire que existe en el tanque y así, generar el vacío para la filtración. Esta fase gaseosa saldrá de la bomba por la descarga y antes de enviarse a la atmósfera pasa por un separador de fluido gas-líquido para eliminar las posibles gotas que hubieran sido arrastradas y por un silenciador. El agua que forma el anillo líquido (agua de cierre de la bomba) proviene de un circuito del Sistema de Agua de Proceso, que en apartados siguientes se definirá, y se reutiliza en el tanque de Agua de Lavado de la Tela.

La tela de filtración una vez descargada la torta de yeso a la cinta transportadora, se lava, por ambos lados, con agua mediante el auxilio de unos pulverizadores. Este agua junto con la de lubricación de la cinta, necesaria para que no se produzcan un rozamiento excesivo, proviene del tanque de agua de lavado de la tela que pertenece al sistema agua de proceso, que se definirá en próximos apartados. Este conjunto de aguas se recoge y por

gravedad se destina al mencionado tanque de recuperación y suspensión. En la figura 4.1.2.8.7. se presenta una vista en tres dimensiones del sistema de secado de yeso.

Las características del sistema de tratamiento del subproducto se detallan en el Anexo I.14.- Equipos de extracción, gestión y secado del subproducto (yeso).

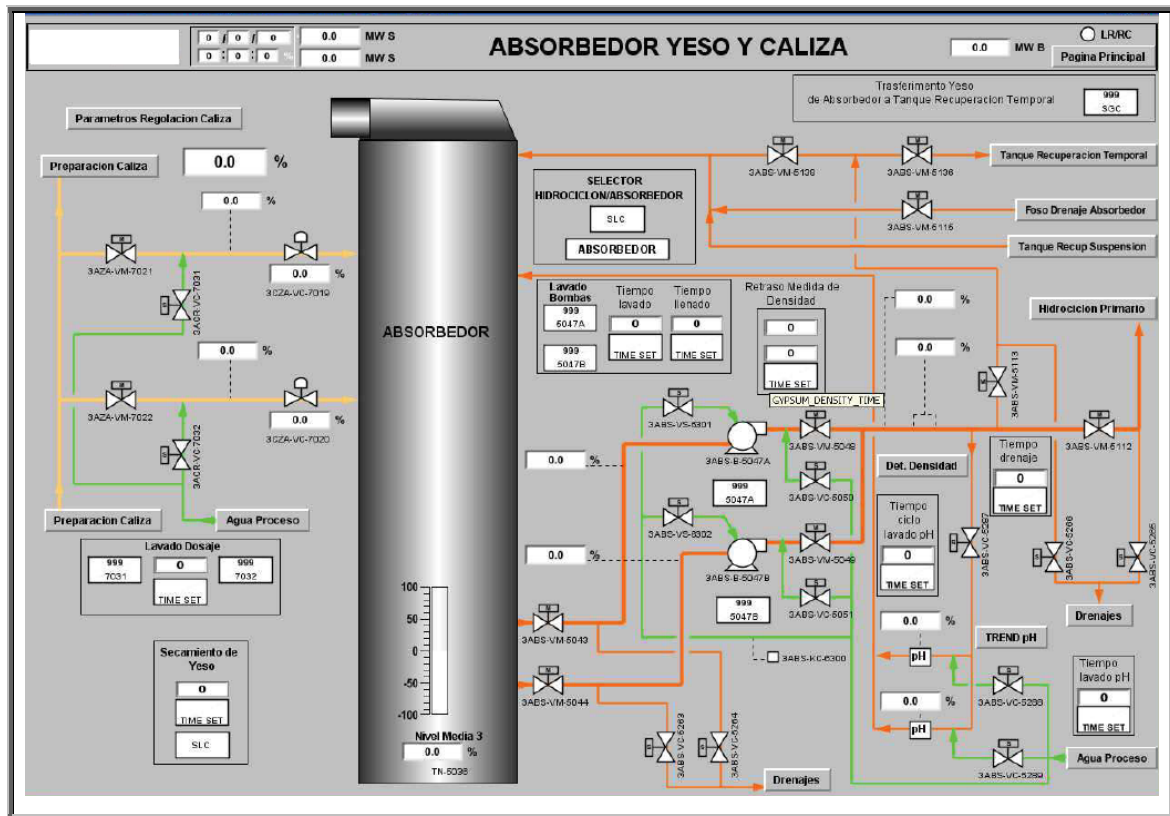


Figura 4.1.2.8.1. Detalle del circuito de caliza y extracción de yeso.

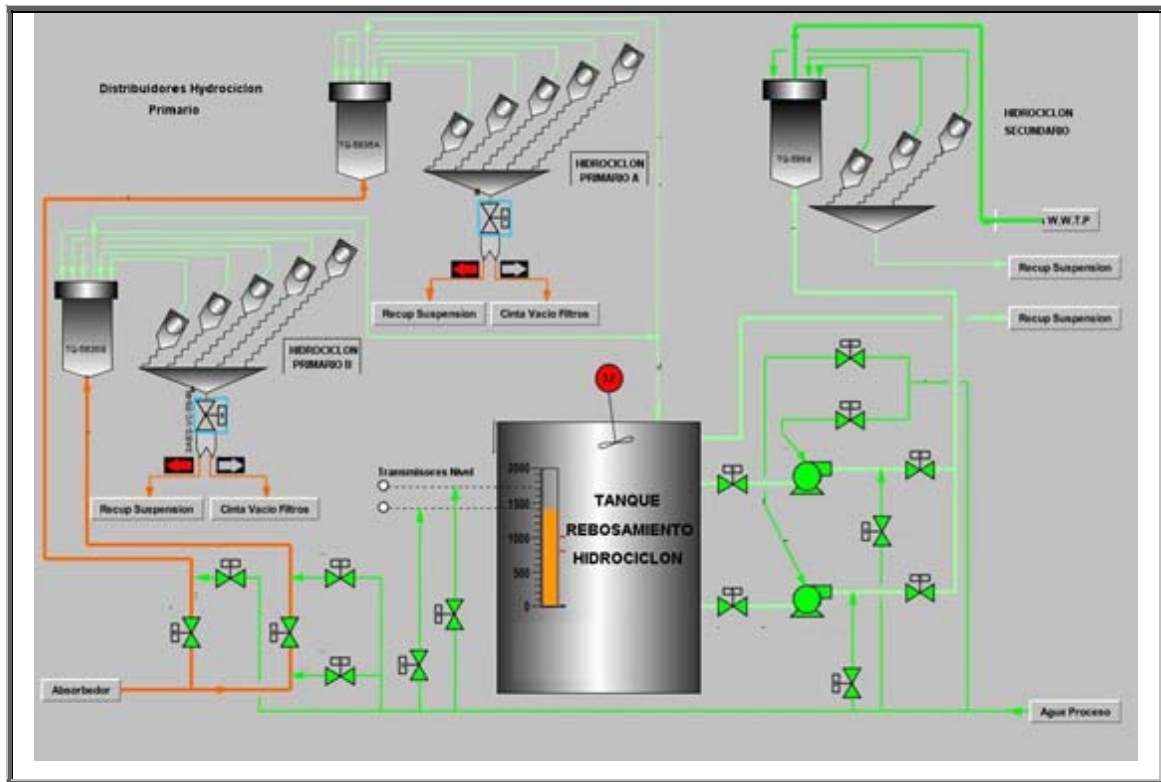


Figura 4.1.2.8.2. Diagrama de flujo del sistema de gestión del rebose (overflow) del primer hidrociclón

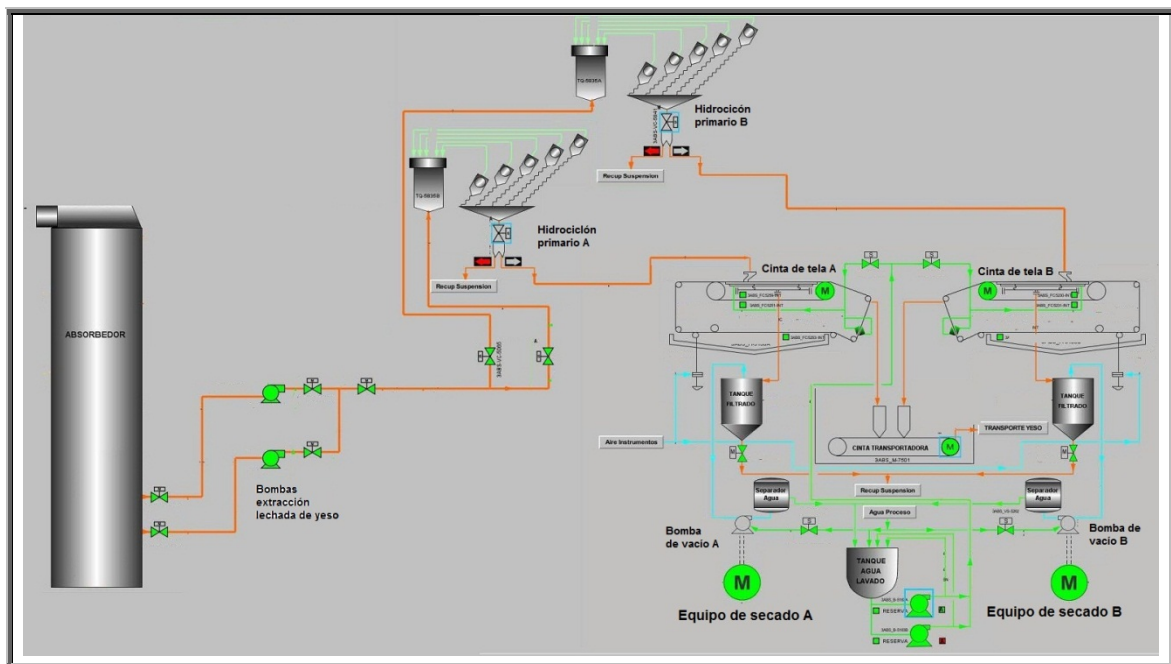


Figura 4.1.2.8.3. Sistema de gestión del fluido denso (underflow) del hidrociclón primario

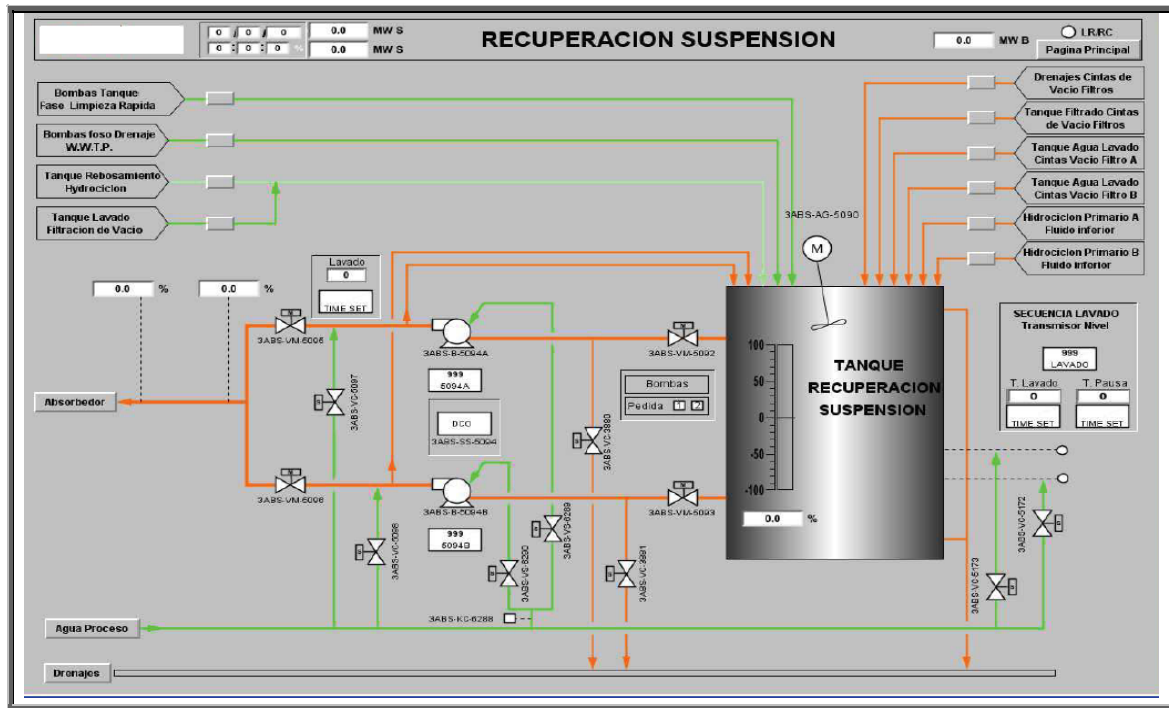


Figura 4.1.2.8.4. Detalle del tanque de recuperación y suspensión.

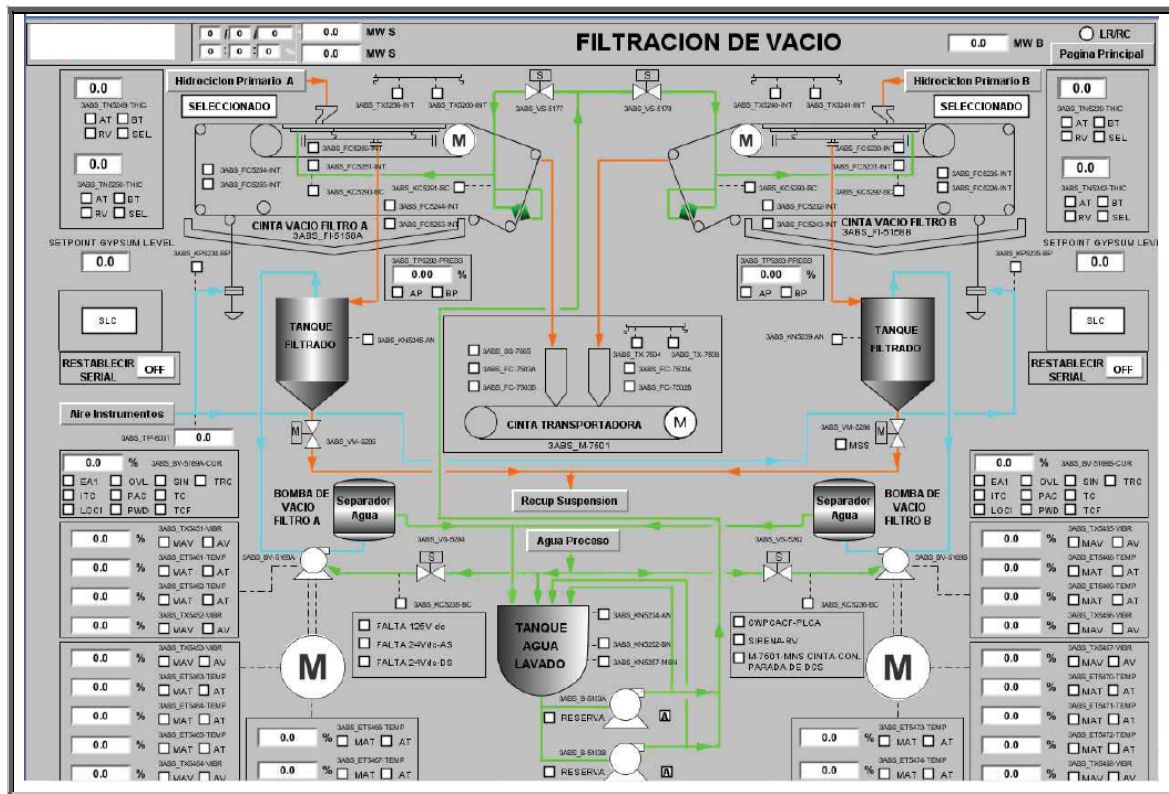


Figura 4.1.2.8.5. Detalle del circuito de filtrado.

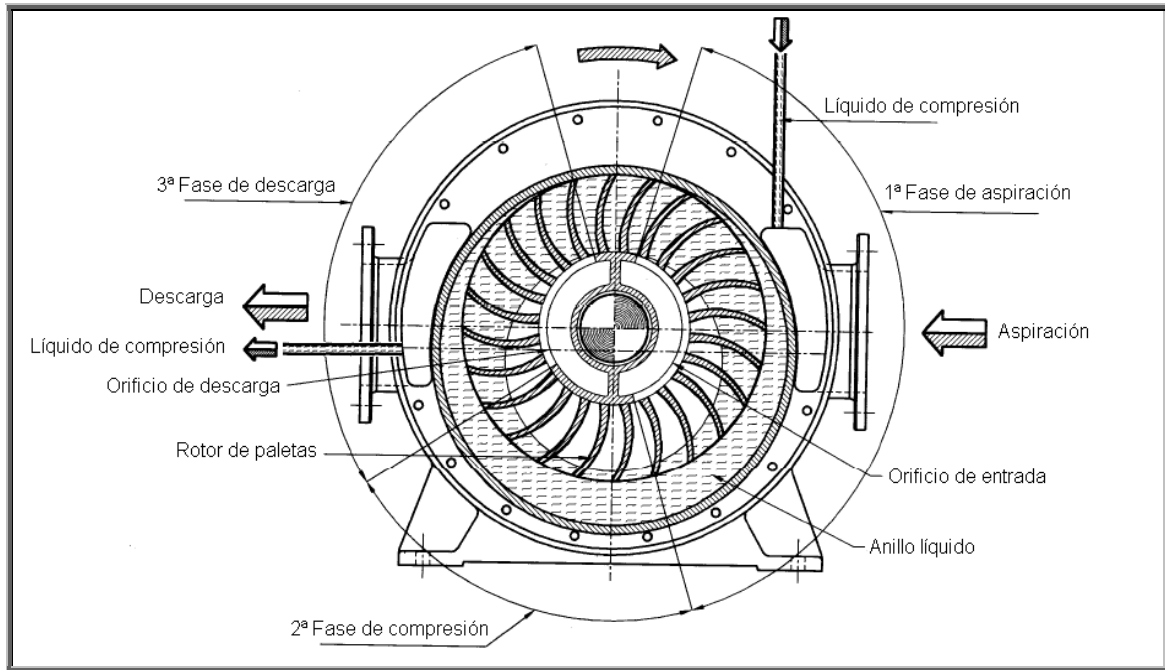


Figura 4.1.2.8.6. Detalle de la bomba de vacío.

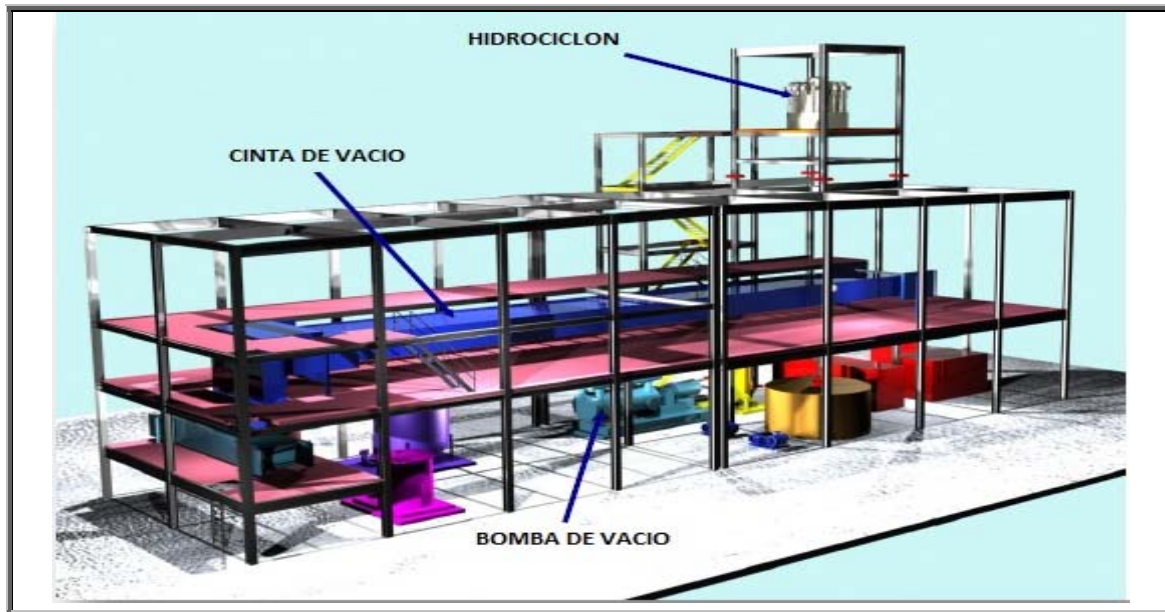


Figura 4.1.2.8.7. Vista en 3D del sistema de secado de yeso de la Central Térmica de Puente Nuevo.

4.1.2.9.- Sistema de tratamiento del agua residual.

Las aguas residuales que se generan en el proceso de desulfuración de gases provienen del fluido denso (underflow) de la segunda línea de hidrociclones. El caudal de diseño máximo de este fluido es de 5,4 m³/h. Este flujo es neutralizado en la planta de tratamiento de aguas residuales (W.W.T.P.) antes de su gestión (Figuras 4.1.2.9.1. y 4.1.2.9.2.). La planta entrará en funcionamiento cuando las bombas del tanque de desbordamiento del hidrociclón arranquen o cuando la concentración de cloruros en la mezcla sea superior a 50.000 ppm (la conductividad del tanque de desbordamiento sea superior a 80 mS/cm).

El tratamiento consiste en una neutralización del pH del flujo que alimenta la planta. Esta neutralización se realiza agregando sosa cáustica diluida dentro del tanque de neutralización. Este fluido ya neutralizado es enviado al tanque de la floculación y de allí al espesador.

Al tanque de la floculación se le agrega polielectrolito para acelerar la floculación del fango en el espesador. Los tanques de la neutralización y de la floculación se equipan con un agitador. La fase clara que rebosa del espesador es enviada al denominado tanque de ejecución de la fase líquida, mientras tanto el fango de la parte inferior del espesador se bombea al silo de escorias existente.

La fase clarificada se almacena en el tanque de ejecución de fase líquida y desde este se bombea al tanque almacén de fase líquida o se vuelve al tanque de la recuperación de la suspensión. Del tanque almacén de fase líquida el fluido se inyecta en el flujo de gases de combustión antes del precipitador electrostático para su eliminación por evaporación.

Las características principales de los equipos más importantes del sistema de tratamiento de agua residual (W.W.T.P.) se presentan en el Anexo I.16.

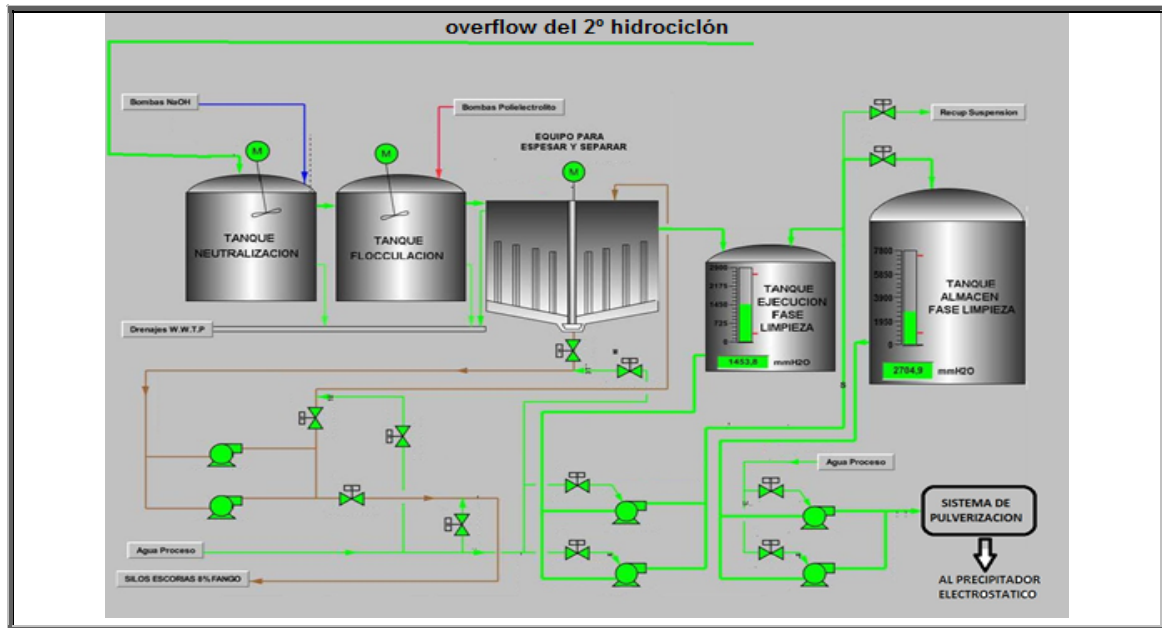


Figura 4.1.2.9.1. Detalle del diagrama de la W.W.T.P.

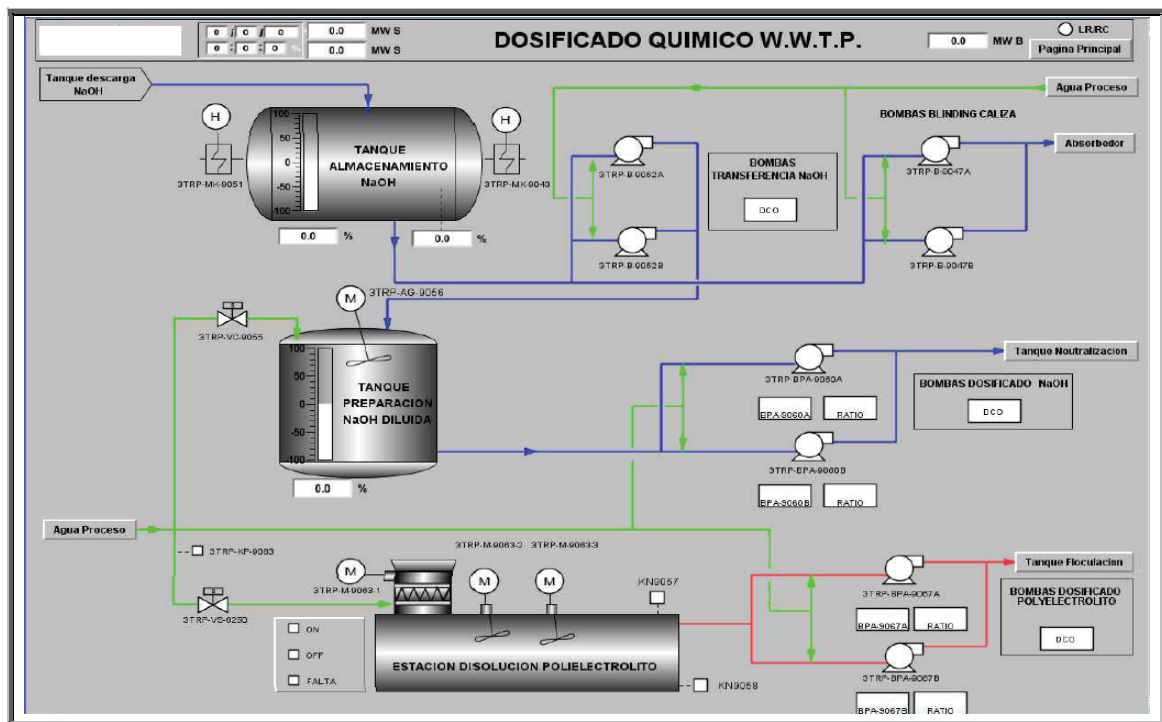


Figura 4.1.2.9.2. Detalle del diagrama de dosificación química W.W.T.P.

4.1.2.10.- Sistema de agua de proceso

El sistema de agua de proceso está formado por todos aquellos circuitos y equipos necesarios para suministrar agua a cualquier punto del proceso de desulfuración donde es necesaria (Figura 4.1.2.10.1.).

El agua que se utiliza en la planta de desulfuración procede del Embalse de Puente Nuevo (Río Guadiato - C. H. del Guadalquivir), que por bombeo es almacenada en el tanque de agua de proceso.

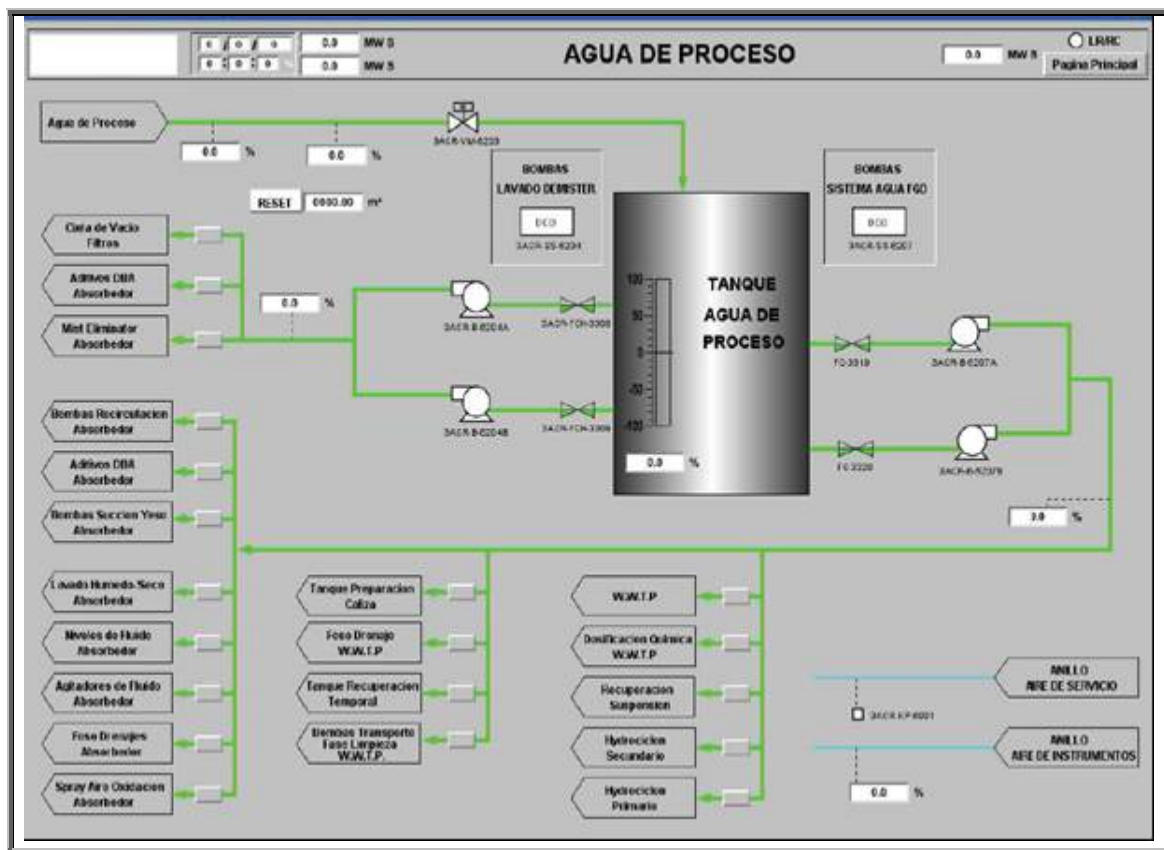


Figura 4.1.2.10.1. Detalle del sistema de agua de proceso.

Desde este tanque salen dos circuitos, que se irán ramificando en otras líneas para aportar agua a las diferentes partes y sistemas de la planta. En primer lugar se describirá el circuito denominado Lavado del “Demister”, el cual transfiere el fluido por medio de las correspondientes bombas (2 x 100%). Una de las bombas de agua estará siempre en operación y la otra en reserva

preparada para arrancar en caso de fallo de la bomba en servicio. Este primer circuito, se subdivide en tres:

a) **Subcircuito Cintas de Filtrado de Vacío.** Este circuito permite aportar el agua necesaria para formar el anillo líquido de compresión de las bombas de vacío y además, alimentar el tanque de agua de lavado de la tela, en caso de que fuese necesario (ver Figura 4.1.2.8.5. tuberías representadas en verde). Las bombas de vacío descargan el líquido de compresión en el tanque de agua de lavado de la tela de forma continua. Parte de esta agua se bombea a los pulverizadores para el lavado de tela y a los dispositivos de lubricación de la misma y el resto, mediante el rebose del tanque, alimenta al tanque de recuperación y suspensión.

b) **Subcircuito lavador del eliminador de brumas.** (Figura 4.1.2.10.2.). Este circuito alimenta los pulverizadores de agua de las dos etapas o dispositivos antibrumas, los cuales están dispuestos a diferentes niveles, uno superior y otro inferior, para prevenir la obstrucción debido al depósito del material sólido como el yeso y ceniza. Además, es el circuito que aporta agua al tanque del sistema de enfriamiento de emergencia.

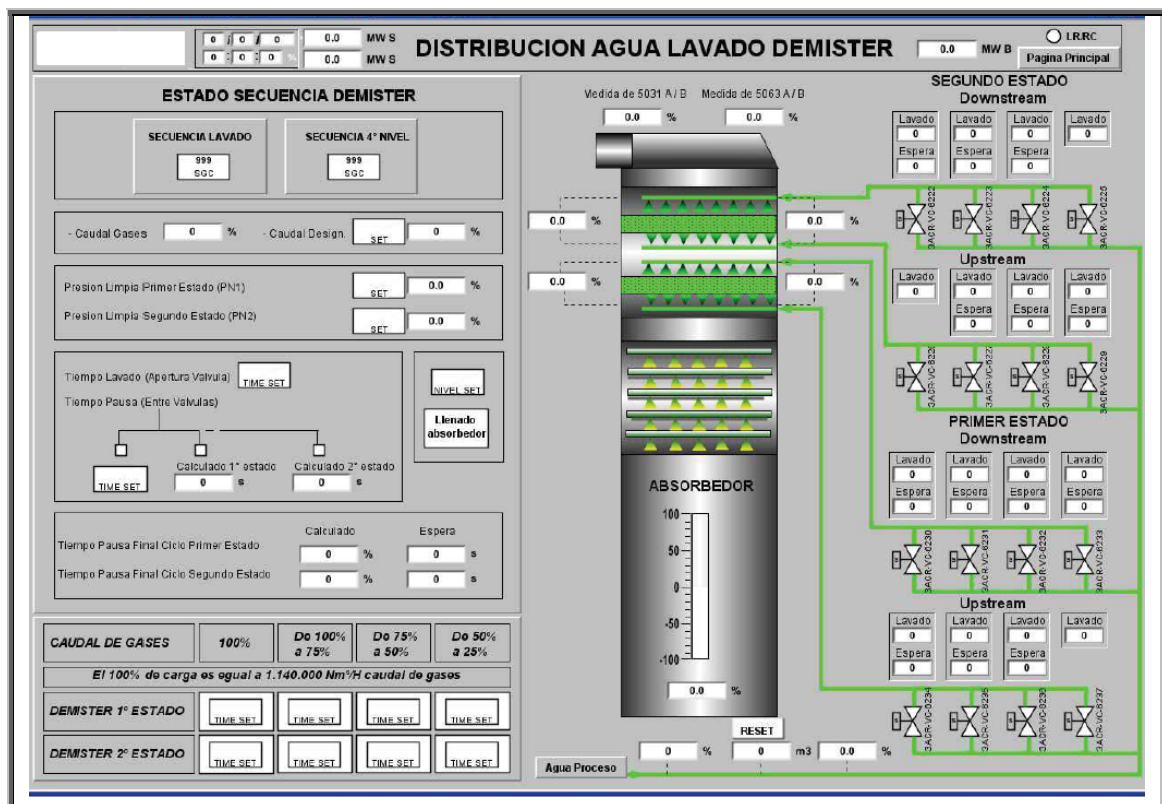


Figura 4.1.2.10.2. Detalle del circuito lavador del eliminador de brumas del Absorbedor.

c) **Subcircuito Aditivos DBA al Absorbedor.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.5.1). Este circuito suministra el agua necesaria para un sistema de dosificación adicional de aditivo químico (DBA).

El segundo circuito que parte del tanque de agua de proceso es el denominado Circuito de Agua de Proceso al FGD, el cual transfiere el fluido a diferentes puntos del proceso por medio de las correspondientes bombas (2 x 100%). Una de las bombas de agua estará siempre en operación y la otra en reserva preparada para arrancar en caso de fallo de la bomba en servicio. Este segundo circuito, se subdivide en:

d) **Subcircuito del Tanque de Preparación de Caliza.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.7.3). Esta línea aporta agua a diferentes puntos del tanque de preparación de caliza, como son el cierre de refrigeración de las bombas de lechada de caliza, limpieza de la línea de impulsión de las bombas y de la línea hasta el absorbedor.

e) **Subcircuito del Hidrociclón Primario.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.8.2). Este circuito suministra agua al proceso para realizar el lavado de la línea de alimentación de los hidrociclones primarios cuando se produce la parada en el sistema de extracción y secado de yeso, después de haber estado en funcionamiento.

f) **Subcircuito del Hidrociclón Secundario.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.8.2). Esta línea aporta agua a diferentes puntos, como son el cierre de refrigeración de las bombas de alimentación de los hidrociclones secundarios, la limpieza de la línea de impulsión de las bombas y por último un aporte de agua y limpieza del propio tanque de rebosamiento del hidrociclón.

g) **Subcircuitos de Dosificación Química y Bombas de Transporte de la Fase Limpieza en la WWTP.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.9.1 y 4.1.2.9.2). Por un lado este circuito suministra agua al proceso para realizar el lavado de las bombas de descarga de NaOH y de las bombas de transferencia de NaOH al tanque de preparación de sosa cáustica diluida. Por otro lado aporta agua al tanque de preparación de sosa cáustica diluida y a la correspondiente línea de lavado de las bombas de dosificación de NaOH. Por último, también suministra agua a la estación de disolución de polielectrolito y al lavado de las bombas de dosificación del mismo.

h) **Subcircuito del Foso de Drenaje de la WWTP.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.10.3). Este circuito suministra agua de limpieza a la línea de impulsión de las bombas del foso de la WWTP desde ellas hasta el tanque de recuperación y suspensión.

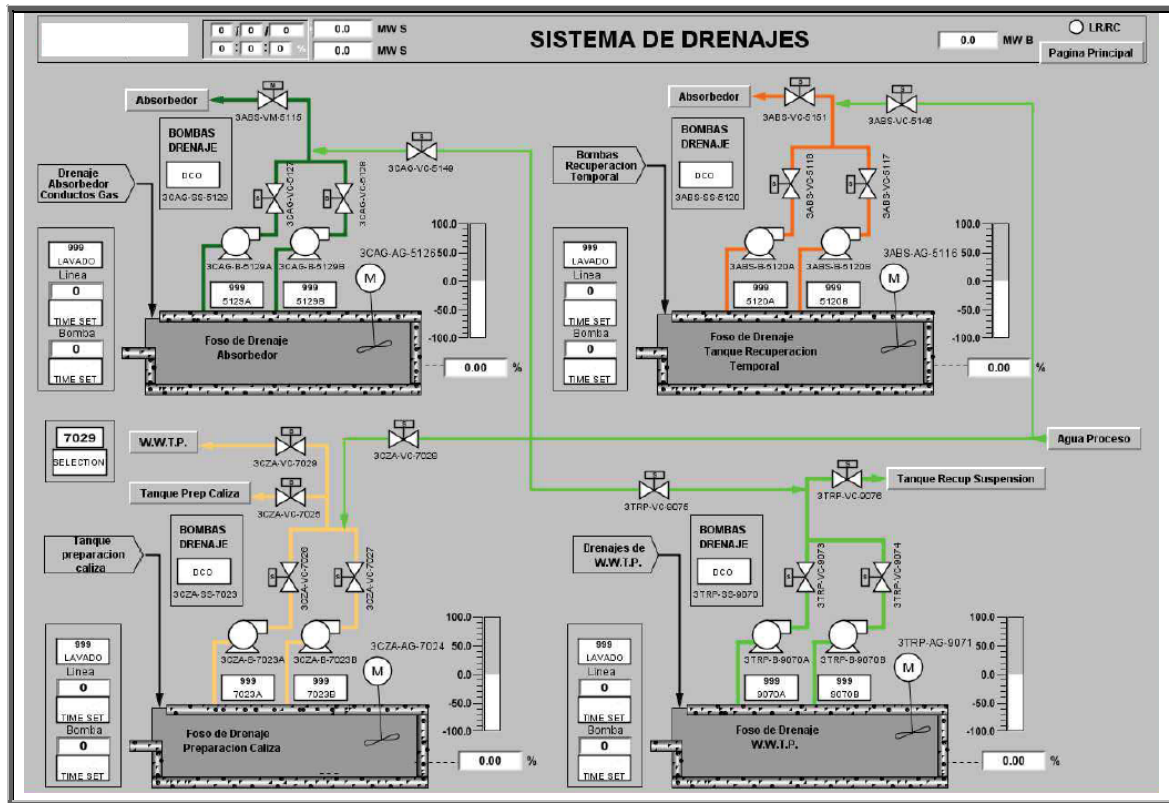


Figura 4.1.2.10.3. Detalle de los sistemas de drenaje.

i) **Subcircuito de la W.W.T.P.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.9.1). Por un lado este circuito suministra agua al proceso para realizar el lavado de las líneas de descarga de las bombas de extracción de lodos, así como la limpieza de la línea de descarga de lodos del clarificador hasta la aspiración de las bombas. También aporta agua al cierre de refrigeración de las bombas de fase clarificada del espesador y a la limpieza de la línea de descarga del tanque ejecución de fase líquida, del espesador hasta la aspiración de las bombas. Y por último, también se aporta agua al cierre de refrigeración de las bombas de impulsión de la fase clarificada a caldera y a la limpieza de la línea de descarga del tanque almacén de la fase líquida hasta la aspiración de las bombas.

j) **Subcircuito de Recuperación de la Suspensión.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.8.4). Esta línea surte de agua al

cierre de refrigeración de las bombas del tanque de recuperación y suspensión, a la limpieza de la línea de impulsión de las bombas y por último un aporte de agua y limpieza del propio tanque.

k) **Subcircuito del Tanque de Recuperación Temporal.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.6.1). Esta línea aporta agua al cierre de refrigeración de las bombas del tanque de recuperación temporal, a la limpieza de la línea de impulsión de las bombas y por último aporte de agua y limpieza del propio tanque. Además, también suministra agua de limpieza a la línea de impulsión de las bombas del foso del tanque de recuperación temporal desde ellas hasta el absorbedor.

l) **Subcircuito de Bombas de Recirculación al Absorbedor.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.3.1). Este circuito dota de agua al cierre de refrigeración de las cinco bombas de recirculación y a la limpieza de la línea de impulsión de cada bomba desde ellas hasta el absorbedor.

m) **Subcircuito de Aditivos DBA al Absorbedor.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.5.1). Este circuito suministra el agua necesaria para un sistema de dosificación adicional de aditivo químico (DBA).

n) **Subcircuito de Bombas de Succión de Yeso al Absorbedor.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.8.3). Esta línea aporta agua al cierre de refrigeración de las bombas de extracción de yeso y a la limpieza de la línea de impulsión de las bombas, partiendo de ellas hasta la primera batería de hidrociclones; también suministra el agua de lavado del densímetro.

o) **Subcircuito de Lavado Húmedo-Seco Absorbedor.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.5.1). Esta línea aporta agua a los pulverizadores existentes en la entrada del gas del absorbedor.

p) **Subcircuito de Niveles del Fluido Absorbedor.** Este circuito permite introducir agua al absorbedor por su parte inferior para la limpieza de los transmisores de nivel del absorbedor.

q) **Subcircuito de Agitadores del Fluido Absorbedor.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.4.1). Este circuito además de aportar agua al absorbedor, permite lavar los agitadores de incrustaciones.

r) **Subcircuito del Foso de Drenajes del Absorbedor.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.10.3). Esta línea suministra agua de

limpieza a la línea de impulsión de las bombas del foso del absorbedor y desde ellas hasta al propio absorbedor.

s) **Subcircuito de dosificación del Aire de Oxidación al Absorbedor.** (Tuberías representadas en verde en la Figura 4.1.2.4.1). Este circuito permite realizar un lavado de la línea de aire de oxidación en caso de que fuera necesario.

Las características más importantes de los principales equipos del sistema de agua de proceso se exponen en el Anexo I-17.

4.1.2.11.- Sistema de Control Distribuido

Es el sistema software y hardware que gestiona el funcionamiento automático de la Central Térmica (Figura 4.1.2.11.1).

La parte hardware consta de dos anillos de Ethernet Industrial y fibra óptica interconexiónados por los servidores. En el anillo superior de aplicación están conectados los interfaces hombre-máquina. En el anillo inferior de automatización están conectados los sistemas de periferia descentralizada compuestos por las CPU's, las tarjetas de señales de entradas y salidas analógicas y digitales, el cableado profinet, profibus y fibra óptica, y el resto de elementos necesarios para el funcionamiento de la red digital.

La planta de desulfuración de gases de combustión está automatizada e integrada en el DCS a través de un sistema de periferia descentralizada encabezada por dos CPU's Simatic S7-400 de Siemens.

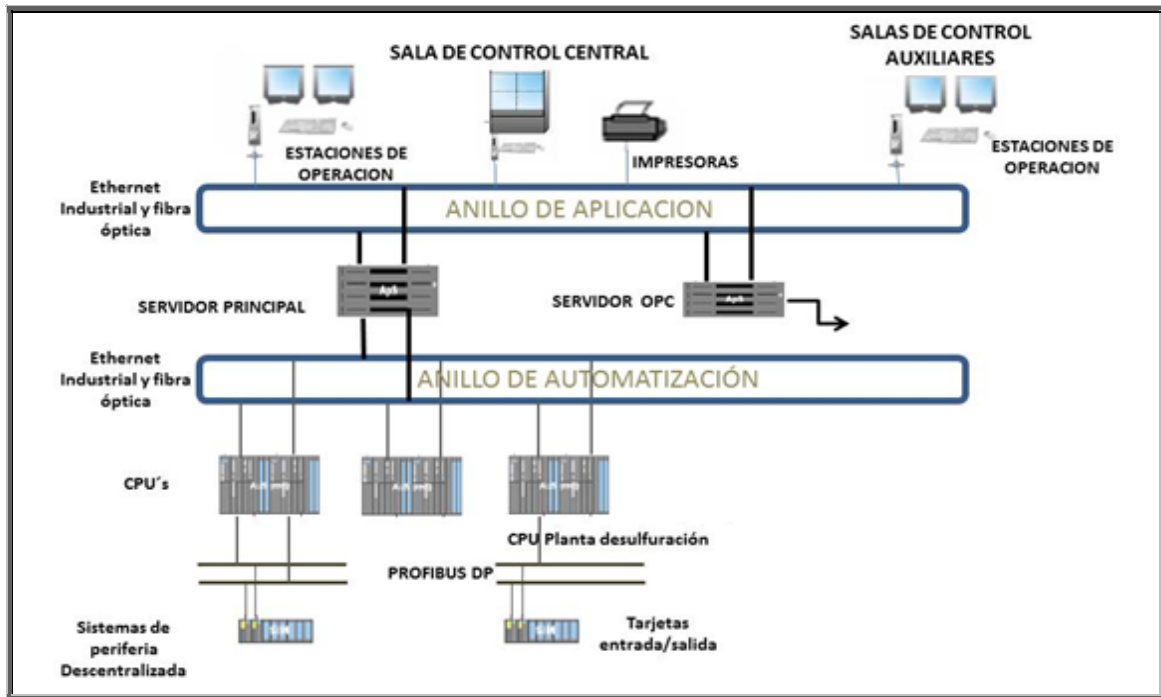


Figura 4.1.2.11.1. Sistema de Control Distribuido de la Central Térmica de Puente Nuevo. Hardware.

La interfaz del operador es Siemens SPPA-T3000 permite la supervisión, control y operación de la planta con las ventajas de disponer desplegados de datos en tiempo real, gráficos de proceso de alta velocidad y alta resolución, pantallas de alarma y otras vistas simplifican la revisión y el análisis de datos de proceso vivos e históricos (Figura 4.1.2.11.2).

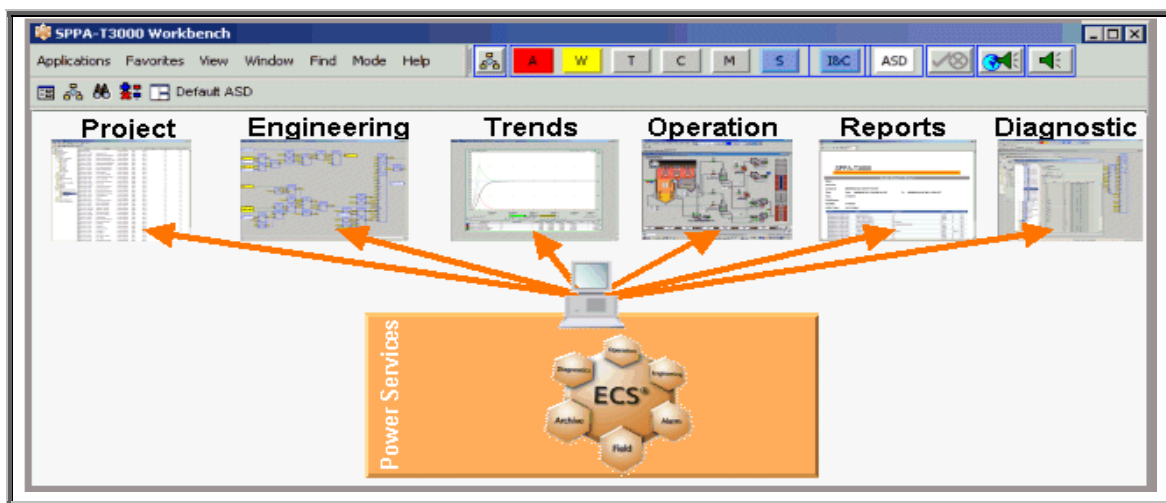


Figura 4.1.2.11.2. Sistema de Control Distribuido de la Central Térmica de Puente Nuevo. Software.

4.2.- Combustible y reactivo.

4.2.1.- Tipos de carbón y composición.

La planta de desulfuración de la Central Térmica de Puente Nuevo puede funcionar con distintas mezclas de carbón, factor que se tuvo en cuenta para el diseño del hogar. El carbón llega desde la mina por camiones y tren y se le realiza un primer análisis para contraste y control de contratos con proveedores mineros; posteriormente se almacena en el parque de combustibles en parvas. Seguidamente se mezclan las hullas por un lado y las antracitas por otro, mediante combinaciones de cintas de bandas, transportándose ambos tipos de carbón separados a unas tolvas situadas en el edificio de caldera. En este punto del proceso se realiza un segundo análisis, denominado de consumo. Finalmente la antracita y la hulla se mezclan en los molinos, en una proporción fijada, antes de entrar a la caldera para su combustión. Por lo tanto, de los dos análisis que se realizan, el de interés para el estudio de la desulfuración de gases de combustión es el de consumo. A continuación se expone en la tabla 4.2.1.1. con los promedios de los análisis de consumo de los carbones utilizados en el año 2012.

Tabla 4.2.1.1. Características del carbón autóctono consumido en la C. T. Puente												
		%Hum	%Cen s/s	%Mv s/s	%S s/s	PCS s/s	PCS s/h	PCI s/s	%C s/s	%H s/s	%N s/s	%O s/s
ANTRACITA	Media	8,46	46,41	18,41	0,74	3999	3660	3490	41,95	2,58	0,83	7,48
	Desviación estándar	1,06	3,37	1,85	0,16	297	261	249	2,99	0,29	0,13	0,86
HULLA	Media	8,58	38,97	23,37	0,73	4613	4217	4017	47,45	3,11	1,00	8,73
	Desviación estándar	1,49	2,44	0,99	0,10	214	208	203	2,21	0,21	0,08	0,96

En los experimentos realizados durante la explotación comercial el carbón se introduce en la caldera en una proporción de 70% de hulla y 30% de antracita.

La planta de desulfuración de la Central Térmica de Puente Nuevo está diseñada para funcionar con las mezclas de carbón expuestas en la tabla 4.2.1.2:

<i>Medida</i>	<i>ANTRACITA NACIONAL</i>	<i>HULLA NACIONAL</i>	<i>HULLA IMPORTACIÓN</i>
%	0-50	50-100	0-50

4.2.2.- Características del reactivo

La piedra caliza procedente de la cantera llega a la instalación ya triturada a la granulometría requerida, debiendo tener las características recogidas en la tabla 4.2.2.1:

CaCO ₃	95 % mínimo (*)		
MgCO ₃	1,0 % máximo (*)		
Inertes	5 % máximo (*)		
Humedad	15 % máximo (**)		
Granulometría	según especificación zahorra ZA 30		
Reactividad	20 % a	8	minutos
	30 % a	13	minutos
	40 % a	17	minutos
	60 % a	30	minutos
(*) sobre producto seco, (**) sobre producto bruto			

Una vez efectuada la molienda húmeda de la caliza se obtiene una lechada con las características siguientes (Tabla 4.2.2.2), que es la que se va a inyectar en el absorbedor como reactivo.

Sólidos totales en suspensión	%	30 ± 5
CaCO ₃	% en peso sobre seco	96 ± 2
MgCO ₃	% en peso sobre seco	≤ 1
Inertes	% en peso sobre seco	≤ 6
Tamaño de grano	% en peso sobre seco	90±2 <44 μm

4.3.- Métodos Analíticos

4.3.1.- pH

Se ha utilizado un pHmetro “Crison” modelo Digit 2002, provisto de un electrodo de vidrio que se sumerge en un volumen determinado de muestra. La lectura digital proporciona el valor de pH con dos cifras decimales. De forma diaria se ha procedido a la calibración del mismo con dos disoluciones tampón de pH = 4,00 y pH = 7,00.

4.3.2.- Conductividad

Se ha utilizado un conductivímetro “Crison” modelo 2200, basado en la medición de la resistencia al paso de la electricidad a través de la solución acuosa, comparada con una solución patrón de KCl.

4.3.3.- Turbidez

Para medir la cantidad de materia insoluble en suspensión presente en el agua residual, expresada en términos de pérdida de la capacidad de transmisión de la luz al interponer la muestra a un haz luminoso, se ha utilizado un turbidímetro de sobremesa LP 2000, que funciona atravesando con un haz de luz infrarroja una cubeta que contiene la muestra a analizar.

El fundamento de este aparato es la medida de la intensidad de luz difractada al chocar un haz luminoso sobre las partículas en suspensión presentes en la muestra de agua residual y recogiendo ésta sobre una célula fotoeléctrica. El microprocesador convierte estas medidas en valores de turbidez NTU (unidad nefelométrica de turbidez). La fuente de luz es un diodo LED de Alta Emisión Infrarroja y el sensor de luz una fotocélula de Silicio.

LP 2000 ha sido diseñado de acuerdo con la normativa internacional ISO 7027.

Aunque el turbidímetro LP 2000 cubre un amplio rango de turbidez, para obtener medidas exactas por encima de los 40 NTU se requiere diluir la

muestra tal y como se recomienda el "Standard Methods". La fórmula para calcular la dilución necesaria es:

$$V_{os}=3000/T \quad (4-1)$$

Donde:

V_{os} = volumen de muestra, en mL, a añadir para obtener un volumen total diluido de 100 mL.

T = medida LP 2000 superior a 40 NTU

A continuación se toma una muestra de esta solución diluida y se mide su turbidez. El valor correcto de la turbidez de la muestra original se obtiene de la fórmula:

$$T_a = T_n \times 100 \text{ mL} / V_{os} \quad (4-2)$$

Donde:

T_a = valor actual de la turbidez de la muestra original

T_n = medida LP 2000 de la solución diluida

4.3.4.- Sólidos en suspensión totales, (SST)

La determinación de los sólidos en suspensión totales incluye tanto los sólidos orgánicos como los inorgánicos presentes en la muestra. Su medida es importante tanto para el control del proceso biológico y físico de las aguas residuales como para evaluar el cumplimiento de las limitaciones que regulan su vertido.

Un volumen conocido de muestra, bien homogeneizada, se filtra utilizando un modelo de filtro Watman GF/C de 47 mm de Φ . El residuo retenido en el filtro se seca en una estufa a 105°C soportado en un crisol de aluminio hasta peso constante. El incremento de peso experimentado por el filtro representa el contenido en sólidos en suspensión totales de la muestra.

4.3.5.- Sólidos en suspensión minerales, (SSM)

El filtro con el residuo seco, procedente de la determinación de sólidos en suspensión totales colocado en un crisol de aluminio de peso conocido, se somete a 550°C en un horno, donde se calcina hasta peso constante. Las cenizas que quedan en la cápsula indican el contenido en sólidos en suspensión minerales.

4.3.6.- Sólidos en suspensión volátiles, (SSV)

Los sólidos en suspensión volátiles vienen expresados como la diferencia entre los sólidos en suspensión totales y los sólidos en suspensión minerales.

4.3.7.- Índice Volumétrico de Lodo (IVL).

El índice de volumen de lodo (IVL) es el volumen en milímetros ocupado por 1 gramo de sólidos en suspensión del licor mezclado (lodo), expresado en peso seco, después de sedimentar durante 30 minutos en una probeta graduada de 1000 mL o en un cono de Imhoff.

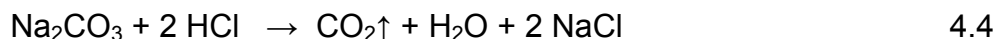
Para la determinación del IVL es necesario determinar la concentración inicial de sólidos en suspensión totales (SST) en el licor de mezcla. Después de 30 minutos de decantación en la probeta, se cuantifica la altura de la interfase del lodo en mL.

$$IVL \left(\frac{\text{mL}}{\text{mg}} \right) = \frac{\text{Volumen de lodo sedimentado (mL/L)} \times 1.000}{\text{Sólidos en suspensión} \left(\frac{\text{mg}}{\text{L}} \right)} \quad 4.3$$

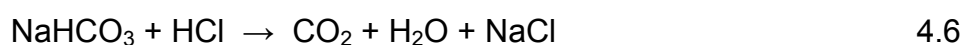
4.3.8. Análisis de carbonatos y bicarbonatos (CO₃⁼ y HCO⁻).

En las aguas podemos encontrar tanto iones de carbonatos como la de bicarbonatos. El que predomine una especie u otra va a depender directamente del pH. El método que se ha llevado a cabo para determinar el contenido de carbonatos y bicarbonatos ha sido el método directo.

En primer lugar se estandariza una disolución de ácido clorhídrico. Para ello, se utiliza carbonato sódico, que es un excelente patrón primario, dando lugar con él, a la siguiente reacción:



Es decir:



Este método utiliza 2 indicadores (Figura 4.3.8.1):

a) FENOLFTALEINA que vira en el primer punto de equivalencia de la curva de valoración del carbonato a pH = 8,2 de rojo-naranja a incolora.

b) NARANJA DE METILO que pone de manifiesto el punto final de la valoración a pH = 4,4 y vira de naranja a rosa anaranjado.

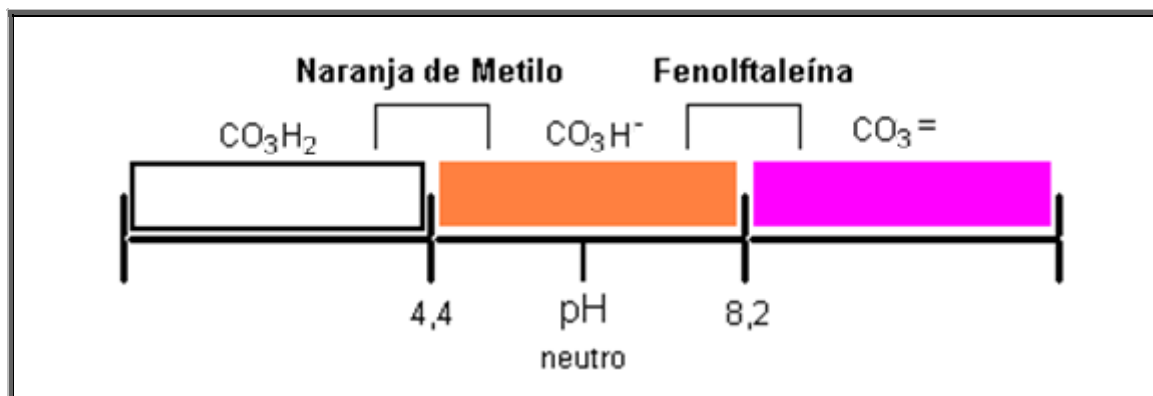


Figura 4.3.8.1. Representación de las diferentes especies en función del pH.

El procedimiento experimental para la estandarización del HCl, comienza preparando una disolución de HCl aproximadamente 0,1 N a partir de HCl concentrado. A continuación se seca durante 1 hora a 110°C el carbonato de sodio de calidad patrón primario y se deja enfriar en un desecador. Finalmente se prepara una disolución de carbonato sódico 0,1000 N.

Posteriormente se tomaran o alícuotas de 20 mL de la disolución anterior, añadiendo 3 o 4 gotas de indicador (naranja de metilo) y 50 mL de agua

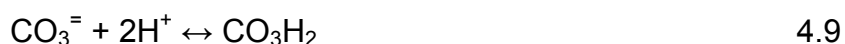
destilada. Se añadirá HCl desde la bureta hasta que el indicador vira de amarillo a rosa anaranjado. Esto se repetirá hasta obtener 2 resultados coincidentes o que se diferencien únicamente en ± 0.2 mL. Y se calcula la normalidad media del HCl.

Una vez calculada la normalidad media del HCl, se determina el contenido de carbonato y bicarbonato en una muestra. Para ello, se toman 25 mL del agua a analizar en un erlenmeyer y se añade 2 gotas de fenolftaleína. Si el pH está por debajo de 8,2, no tomará color al añadirle la fenolftaleína por lo que la primera valoración no podrá efectuarse y se pasará a la segunda valoración, pero si el pH está por encima de 8,2 tomará color rosa. Se valorará con la disolución de HCl (agitando homogéneamente el erlenmeyer) hasta el primer viraje a incoloro y se anota el volumen de HCl gastado. A continuación se añade a la disolución 2 gotas de naranja de metilo y se continúa la valoración hasta el viraje de amarillo a rosa anaranjado, anotando de nuevo el volumen de HCl gastado. Enrasando cada vez la bureta, repetir la valoración (adicionando gota a gota el reactivo al aproximarse el punto de equivalencia), el número de veces necesarias para obtener 2 resultados coincidentes o que se diferencien únicamente en $\pm 0,2$ mL. Hay que tener en cuenta que la primera valoración dará $\text{CO}_3^{=}$ y la segunda dará CO_3H^- , (Harris, 2001, West y Holler, 1997).

Para el cálculo de los valores de $\text{CO}_3^{=}$ y CO_3H^- en unidades de masa (mg), se plantean las siguientes reacciones iónicas:



Para la cuantificación del ion carbonato ($\text{CO}_3^{=}$), se parte de la siguiente reacción iónica:



Si se observan las reacciones (4.5) y (4.6) se ve que para determinar el $\text{CO}_3^{=}$ al añadir H^+ se pasa directamente al ácido carbónico (CO_3H_2), para cuantificar la totalidad de ion, ya que en el primer paso solamente se cuantifica la mitad. Por lo que la reacción (4.5) solo es $\frac{1}{2}$, porque para llegar hasta el ácido carbónico faltaría otro H^+ . El cálculo del carbonato se determinará por la siguiente ecuación:

$$\frac{mgCO_3^{=}}{L} = \frac{2 \cdot V_1 \cdot Molaridad \cdot 2 \cdot 60 \cdot 10^3}{V_M} \quad 4.10$$

donde:

V_1 = Volumen gastado de la primera valoración, en mL.

Molaridad = del HCl.

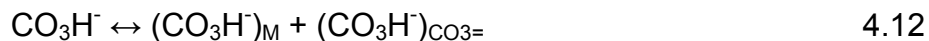
60 = Peso molecular $CO_3^{=}$.

V_M = Volumen muestra, en mL.

Para cuantificar el ion bicarbonato, se parte de la reacción (4.11):



Se cuantifica el bicarbonato que se ha formado a partir de los iones carbonatos, por tanto hay que tenerlo en cuenta a la hora de determinar el ion bicarbonato inicial de la muestra $(CO_3H^-)_M$. Es decir, que el contenido total de CO_3H^- es la suma de lo que presenta la muestra más lo que proviene del carbonato.



La ecuación que determina el contenido de bicarbonato es:

$$\frac{mgCO_3 H^-}{L} = \frac{(V_2 - 2 V_1) \cdot Molaridad \cdot 61 \cdot 10^3}{V_M} \quad 4.13$$

donde:

V_1 = Volumen gastado de la primera valoración, en mL.

V_2 = Volumen gastado de la segunda valoración, en mL.

Molaridad = del HCl.

61 = Peso molecular CO_3H^- .

V_M = Volumen muestra, en mL.

El volumen de gastado en la primera valoración se multiplica por dos ya que hace referencia al bicarbonato formado a partir del ion carbonato, y necesita el

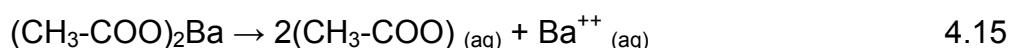
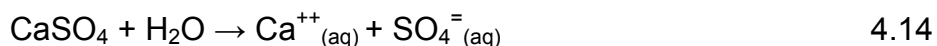
mismo volumen de la primera valoración para llegar al ácido. Por otro lado, el volumen gastado en la segunda valoración será el volumen total para pasar a carbónico todo el bicarbonato, es decir, el que presenta la muestra más el que se formó del ion carbonato.

En definitiva, si al volumen de la segunda valoración se le resta el doble de la primera se obtiene el $(\text{CO}_3\text{H}^-)_M$, que es el ion objeto de la caracterización.

4.3.9. Análisis de sulfatos ($\text{SO}_4^{=}$).

Los sulfatos se encuentran en las aguas, tanto naturales como efluentes industriales en un amplio intervalo de concentraciones. El método escogido para la determinación de los sulfatos es el propuesto en el Standard Methods for the Examination of Water & Wastewater (APHA, 1995).

Se basa en la precipitación del ion sulfato ($\text{SO}_4^{=}$) en un medio ácido con acetato de Bario, que forma parte de la disolución precipitante. Esta disolución precipitante se compone de 28 g Acetato de Bario $(\text{CH}_3\text{-COO})_2\text{Ba}$, disueltos en 58 mL de ácido acético glacial y 18 mL de agua destilada, junto con 25 mL de disolución de Goma arábica al 5%, que permite la aglomeración de las partículas.



El proceso experimental comienza añadiendo 3 mL de la muestra de agua, a un erlenmeyer de 250 mL y se añade agua destilada hasta completar los 250 mL del recipiente. A esta disolución de la muestra se le añade 1 mL de la disolución precipitante. Se agita y se forma un precipitado compuesto por cristales de sulfato de bario (BaSO_4) de tamaño uniforme que pueden ser medidos mediante un turbidímetro. Siguiendo el mismo método de medición de turbidez descrito en el apartado 4.3.3.

Esta turbidez medida, se relaciona con la $[\text{SO}_4^{\equiv}]$ cuantificada, a través de la calibración determinada experimentalmente con patrones de concentración de SO_4^{\equiv} conocidos en un rango de 1 a 27 mg/L. La función utilizada ha sido:

$$C = 25,77 \cdot [1 - \exp(-0.082 \ 11 \cdot \text{Turb})] \quad 4.17$$

donde:

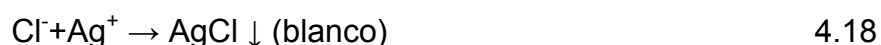
$C = [\text{SO}_4^{\equiv}]$, en mg/L.

Turb = Turbidez, en NFTu.

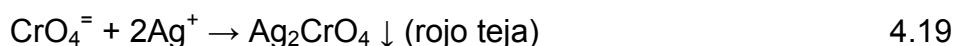
4.3.10. Análisis de cloruros (Cl⁻).

El ion cloruro, es uno de los aniones inorgánicos principales en el agua natural y residual. Las aguas residuales tienen contenidos muy variables en cloruros dependiendo de las características del proceso industrial de donde procedan, pero en cualquier caso, esta cantidad siempre es mayor que las que se encuentran en las aguas naturales. Habitualmente, el contenido del ion cloruro en las aguas naturales es inferior a 50 mg/L. El método escogido para la determinación de los cloruros es el denominado método Mohr. (J. Guiteras, R. Rubio, G. Fonrodona, 2003 y D. M. West, F.J. Holler, 1997).

La determinación volumétrica de cloruros se basa en la reacción de precipitación de los mismos con el ion plata, formando un precipitado blanco de cloruro de plata:



y detección del punto final por reacción del exceso del ion plata con ion cromato, que a su vez actúa como indicador, formando el precipitado rojo ladrillo de cromato de plata (método de Mohr).



Las disoluciones necesarias para la ejecución del análisis, son:

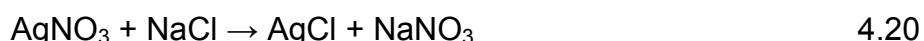
a) Solución indicadora de cromato potásico. Para ello se disuelven 50 g de K_2CrO_4 en un poco de agua destilada. Añadir solución de AgNO_3 hasta formar

un claro precipitado rojo. Se deja reposar 12 horas, se filtra y llevar a 1L con agua destilada.

b) Disolución valorante de AgNO_3 patrón de aproximadamente 0,0141 N. Disolver 2,395 g de AgNO_3 en agua destilada y llevar a 1 L con agua destilada.

c) Cloruro sódico, patrón de aproximadamente 0,0141 N. Disolver 824,0 mg de NaCl , previamente desecado en la estufa a 140°C , en agua destilada y llevar a 1 L con agua destilada.

El procedimiento experimental comienza con el cálculo de la normalidad del patrón de nitrato de plata 0,014 N. Para ello, se toma 5 mL de NaCl al que se añade 1 mL de disolución indicadora de cromato potásico, se observa que toma un color amarillo. Se comienza a añadir desde la bureta el titulante de AgNO_3 patrón gota a gota, hasta que vire a un color rojo teja. Y se anota el volumen del titulante gastado. Se repite el mismo procedimiento, enrasando cada vez la bureta, repetir la valoración (adicionando gota a gota el reactivo al aproximarse el punto de equivalencia) hasta obtener 3 resultados coincidentes o que se diferencien únicamente en ± 0.2 mL.



Y la normalidad se obtiene:

$$V_{\text{AgNO}_3} \cdot N_{\text{AgNO}_3} = V_{\text{AgCl}} \cdot N_{\text{AgCl}} \quad 4.21$$

$$N_{\text{AgNO}_3} = (V_{\text{AgCl}} \cdot N_{\text{AgCl}}) / V_{\text{AgNO}_3} \quad 4.22$$

donde:

V_{AgCl} = Volumen del AgCl empleado, en mL.

N_{AgCl} = Normalidad del cloruro de sodio patrón de aproximadamente 0,0141 N.

V_{AgNO_3} = Volumen del titulante gastado, en mL.

En segundo lugar, se hace la valoración del blanco. Para ello, se toma 100 mL de agua destilada. Se le mide el pH, el cual tiene que estar entre 7-10, en caso necesario se ajusta con NaOH o H_2SO_4 . Se añade el indicador de cromato de potásico, 1 mL y se comienza a añadir desde la bureta el titulante de AgNO_3 patrón gota a gota, hasta que vire a un color rojo teja. Se anota el volumen del

titulante gastado (A). Se repite el mismo procedimiento, enrasando cada vez la bureta, repetir la valoración (adicionando gota a gota el reactivo al aproximarse el punto de equivalencia) hasta obtener 2 resultados coincidentes o que se diferencien únicamente en ± 0.2 mL.

La última parte del análisis de cloruros, consiste en la valoración de las muestras. Para ello, se toman 2 mL de muestra y se diluyen con agua destilada hasta 250 mL. Se toman dos alícuotas de 100 mL, a las cuales se le realizan la valoración. Al igual que en la valoración del blanco, el pH tiene que estar entre 7-10 y en caso necesario se ajusta con NaOH o H₂SO₄. Y se añade 1 mL de indicador de cromato de potásico. Se comienza a añadir desde la bureta el titulante de AgNO₃ patrón gota a gota, hasta que vire a un color rojo teja. Y se anota el volumen del titulante gastado (B). Se repite el mismo procedimiento, enrasando cada vez la bureta, repetir la valoración (adicionando gota a gota el reactivo al aproximarse el punto de equivalencia) hasta obtener 2 resultados coincidentes o que se diferencien únicamente en ± 0.2 mL.

Se calculan los mg/L de cloruros que contienen la muestra, a través de la siguiente ecuación:

$$\frac{mgCl^{-}}{L} = \frac{(A - B) \cdot N \cdot 35,450 \cdot 10^3}{V_M} \cdot f \quad 4.23$$

donde:

A = Volumen de AgNO₃ gastado para valorar la muestra, en mL.

B = Volumen de AgNO₃ gastado para valorar el blanco, en mL.

N = Normalidad del AgNO₃ cuantificada.

f = factor de dilución (125).

V_M = Volumen de muestra, en mL.

35,450 = Peso molecular del Cl⁻.

4.3.11. Análisis de cationes (Ca^{++} , Mg^{++}).

El análisis de metales se realiza solubilizando los mismos y para ello se aplica una digestión ácida (Dios Pérez, 2008). El utilizar un tipo concreto de digestión depende de la composición de la muestra, lo que hace muy difícil a priori predecir cuál será el método más apropiado, porque deberán ensayarse distintas posibilidades a fin de establecer un método que sea lo más rápido y simple posible, y que introduzca una menor contaminación.

Concretamente, el método elegido para los análisis ha consistido en: calcinación en mufla a 550 °C de 100 mL de muestra durante una hora, para posteriormente llevar a cabo la digestión del residuo en placa calefactora a 120 °C con 10 mL de HCl (37%) hasta sequedad total y por último se ha redisoluelto el resto sólido con 20 mL de HCl 2N. La disolución se ha microfiltrado (0,45 μm) y el volumen recogido se ha diluido con agua ultrapura hasta 100 mL.

La Absorción Atómica (AA) ha sido la técnica que se ha utilizado para la determinación de la concentración metálica en las muestras. Para ello se ha dispuesto de un Espectrofotómetro de llama de la casa comercial Perkin Elmer (modelo AAnalyst 300). La espectrofotometría de absorción atómica es una técnica analítica cuantitativa que se basa en la absorción de luz por los átomos del elemento. En concreto, el Espectrofotómetro usado vaporiza la muestra en una llama producida a partir de la mezcla de aire y acetileno. Aplicando la ley de Lambert Beer se establece una relación entre la absorbancia y la concentración del elemento. Los átomos no absorben luz de forma arbitraria, sólo absorben luz de ciertas longitudes de onda y estas longitudes de onda particulares corresponden a diferencias de energía entre el estado fundamental y varios estados excitados del átomo.

El espectrofotómetro posee una lámpara de cátodo hueco (HLC) que emite luz por la energía de resonancia del elemento que se quiera determinar (es decir, a una longitud de onda determinada). La luz no absorbida pasa después a través de un monocromador mediante el que la longitud de onda de resonancia primaria es aislada de otras radiaciones. El haz incide después en un tubo fotomultiplicador en el que se mide su intensidad. La señal se amplía electrónicamente y se lee mediante un dispositivo digital.

El espectrofotómetro posee también una lámpara de deuterio que corrige el ruido de fondo causado por partículas o formas moleculares no disociadas de la matriz.

También se ha calculado el límite de detección (LD) del instrumento a las condiciones de trabajo.

$$LD = \frac{\text{concentración del patrón preparado} \times 3 \times \text{desviación estándar}}{\text{media de lecturas de patrón corregidas}} \quad 4.24$$

4.3.12.- Estimación cuantitativa de los compuestos originados en la combustión del carbón

Se ha realizado un balance de materia cuya programación y resolución posterior se ha llevado a cabo con el software Mathcad® 15 (ver Anexo II) para estimar la concentración de dióxido de azufre a la entrada al absorbedor, a partir del análisis elemental del carbón realizado según los procedimientos que se exponen seguidamente.

4.3.12.1.- Humedad, cenizas y materias volátiles.

Para determinar el porcentaje de estas variables en el carbón se ha utilizado un analizador termogravimétrico marca LECO modelo TGA 701.

El TGA 701 (Figura 4.3.12.1.1) se usa para determinar la composición de los materiales orgánicos, inorgánicos naturales o sintéticos. Se determina la pérdida o ganancia de peso como función de la temperatura en un medio controlado de aire, nitrógeno enriquecido u oxígeno enriquecido. Los instrumentos consisten en un analizador y un computador. El computador se utiliza para controlar todos los aspectos del analizador: el horno, el carrusel rotatorio integrado y una balanza interna. Las muestras a analizar se colocan en crisoles separados en el carrusel, hasta 19.

El instrumento se controla por una aplicación simple con entorno Windows. Los métodos de análisis son válidos para humedad, cenizas, volátiles o combinaciones de los tres. La temperatura, el gradiente de subida de la misma y la atmósfera se seleccionan en cada paso.



Figura 4.3.12.1.1. Analizador termogravimétrico marca LECO modelo TGA 701 de la Central Térmica de Puente Nuevo.

Humedad

El % de humedad se determina calentando el crisol a 100°C en una atmósfera de nitrógeno. Cuando el peso se mantenga constante queda finalizado el análisis, dando una medida de salida en tanto por ciento como unidad.

Volátiles

Posteriormente, el TGA 701 analiza los volátiles. Para ello se pone una tapa sobre el crisol para que no entre en combustión la muestra y en una atmósfera de nitrógeno se aumenta la temperatura a

gran velocidad, 40°C por minuto, hasta 900°C, se mantiene esta temperatura 7 minutos, pesando la máquina la muestra; quedando finalizado el análisis. La pérdida de peso que ha sufrido la muestra se transforma en % de volátiles.

Cenizas

Finalmente, se enfría la muestra a 600°C y se le quita tapa. Se sube la temperatura en una atmósfera de oxígeno a 800°C y se mantiene a esa temperatura hasta peso constante, dándose finalizado el análisis. La pérdida de peso se transforma en una salida de % de cenizas.

4.3.12.2.- Azufre.

Este análisis se realiza en el equipo de análisis de azufre marca LECO modelo S632 (Figura 4.3.12.2.1).

Este equipo está diseñado para medir el azufre contenido en una gran variedad de materias orgánicas, incluyendo carbón, coque y aceite, así como en algunos

materiales inorgánicos como caliza y cemento, por combustión y detección infrarroja no dispersiva.

Los análisis comienzan con una cantidad de muestra (máximo 0,350 g) en el interior de un recipiente de combustión. La muestra se coloca en el sistema de combustión, regulado a 1350 °C en un ambiente de oxígeno puro. La combinación de la temperatura del horno y del flujo de análisis ocasiona la combustión de la muestra.



Figura 4.3.12.2.1. Equipo de análisis de azufre marca LECO modelo S632. Central Térmica de Puente Nuevo.

La zona de combustión está diseñada para que haya una oxidación eficiente y para ello se controla la temperatura y el tiempo.

Desde el sistema de combustión los gases pasan por el equipo eliminador de humedad y posteriormente llegan a las celdas del equipo de detección infrarroja. En estas celdas se mide la concentración de dióxido de azufre. El instrumento convierte este valor por una

ecuación interna del software en %, ppm o gramos.

4.3.12.3.- Poderes caloríficos PCS y PCI.

Para ello se ha utilizado la bomba calorimétrica Parr 6300 Calorimeter (Figura 4.3.12.3.1).

Se introduce una muestra de 1 gramo de carbón, que se somete a combustión en el interior del calorímetro. Esto provoca un incremento de temperatura de un entorno acuoso, que se determina mediante una sonda adecuada. Este incremento de temperatura se compara con el provocado por un patrón de ácido benzoico (6318 cal/g).

Por comparación, el software dará el poder calorífico sobre húmedo. El valor de humedad de la muestra se introduce en un software de aplicación interno del laboratorio calculándose el PCS y el PCI.



Figura 4.3.12.3.1. Bomba calorimétrica Parr 6300 Calorimeter de la Central Térmica de Puente Nuevo

4.3.12.4.- Carbono, hidrógeno y nitrógeno.

Estos análisis se han realizado con equipo CHN 1000 de LECO (Figura 4.3.12.4.1). Para ello se introduce en el equipo una muestra de carbón húmedo de 200 mg aproximadamente, donde se calienta a 1050 °C en una atmósfera oxidante.

Los gases de combustión pasan a través de las celdas de termoconductividad, registrando en una el % de carbono y en la siguiente el % de hidrógeno. Posteriormente los gases pasan por un catalizador de cobre registrando la medida de nitrógeno. El valor de humedad de la muestra del carbón se le introduce en la aplicación software del equipo analizador y, por cálculo interno, proporciona el % de carbono, hidrógeno y nitrógeno sobre muestra seca.



Figura 4.3.12.4.1. Equipo de análisis CHN 1000 de LECO de la Central Térmica de Puente Nuevo

4.3.12.5.- Oxígeno.

Este valor lo proporciona la aplicación software de carbones de la Central Térmica por cálculos internos, una vez se le han introducido todos los valores de los análisis realizados por los equipos mencionados en apartados precedentes.

CAPÍTULO 5.- RESULTADOS EXPERIMENTALES

5.1.- Resultados experimentales en el estudio de consumos eléctricos y de reactivo en el FGD de la CTPN.

Debido al gran volumen de datos obtenidos en cada experimento, gracias al programa SPPA T-3000 de Siemens implementado en el DCS, que ha permitido muestrear datos con intervalos de tiempo pequeños durante toda la duración de los ensayos, se ha decidido por pragmatismo elaborar un CD donde se adjunta en formato electrónico dichos resultados, presentándose una selección de los mismos con intervalos de tiempo más amplios en las tablas de este capítulo.

Los resultados se exponen agrupados acorde a la posible influencia sobre la eficacia del proceso de desulfuración.

5.1.1.- Medida de la concentración de SO₂ en los gases de combustión y emisión.

En la CTPN existe un sistema de medida mediante sensores de SO₂ tanto a la entrada como a la salida del sistema de desulfuración. En la tabla 5.1.1.1 se recogen los distintos valores obtenidos en las condiciones de operación de la planta a máxima carga (máxima potencia eléctrica) y modo habitual de funcionamiento del absorbedor.

Tabla 5.1.1.1. Concentraciones de SO₂ a la entrada y a la salida del sistema de desulfuración		
DIA	SO₂ NORM.(6% O₂) ENTRADA mg/Nm³	EMISION - SO₂ NORM (6% O₂) mg/Nm³
1	1720	266
2	1840	128
3	1799	135
4	1860	294
5	1878	274
6	1929	173
7	1914	274
8	1899	288
9	1934	291
10	1931	288
11	1965	148
12	1989	91
13	2020	119
14	2018	83
15	2032	91
16	2038	92
17	2040	163
18	2102	164
19	2122	262
20	2120	261
21	2108	265
22	2106	244
23	2070	192

5.1.2.- Influencia del caudal de lechada recirculada.

Los resultados de estos experimentos están contenidos en los archivos “*Experimento 1.xlsx*” y “*Experimento2.xlsx*”. En cada experimento se han tomado más de 230 datos con un intervalo de 10 segundos.

Las tablas 5.1.2.1. y 5.1.2.2. se presentan dichos resultados en intervalos de tiempos mayores. En las tablas anteriormente citadas, no se incluye el caudal de líquido recirculado, ya que es función del número de bombas de recirculación puestas en servicio, dos, tres o cuatro según la experimentación lo ha requerido (ver tabla 4.1.2.1. del Capítulo Materiales y Métodos).

Tabla 5.1.2.1. Resultados para el estudio de la influencia del caudal de lechada recirculada sobre la concentración de emisión de SO₂ y el consumo energético. EXPERIMENTO 1.

- A. Tiempo toma de datos (s)
 B. Potencia bomba de recirculación 1 (kW)
 C. Potencia bomba de recirculación 2 (kW)
 D. Potencia bomba de recirculación 3 (kW)
 E. Potencia bomba de recirculación 4 (kW)
 F. Potencia ventilador de refuerzo (kW)
 G. Emisión de SO₂ (mg/Nm³)
 H. Concentración de SO₂ entrada al absorbedor (mg/Nm³)

A	B	C	D	E	F	G	H
90	544	573	0	0	2397	311	1945
190	543	575	0	0	2414	311	1945
290	541	572	0	0	2482	299	1991
380	546	576	0	516	2478	299	1991
490	546	574	0	676	2860	298	1989
590	544	571	0	674	2971	309	1933
690	543	572	526	675	3027	175	1943
790	541	571	598	673	3508	124	2070
890	540	572	597	670	3571	119	1988
990	534	568	593	665	3443	101	2010
1090	534	569	595	665	3308	92	1846
1190	538	573	593	660	3371	89	1772
1290	536	569	591	661	3338	87	2175
1390	531	569	593	660	3247	85	2123
1490	535	569	592	661	3197	85	2118
1590	538	572	591	661	3180	86	2145
1690	539	569	592	663	3369	85	2120
1790	537	566	591	663	3386	84	2100
1890	532	566	589	661	3383	85	2130
1990	539	569	591	665	3354	88	1768
2090	538	572	584	663	3322	90	1792
2190	536	564	592	661	3397	88	1756
2290	533	573	593	663	3368	86	1726
2390	540	571	591	662	3324	89	1778

Tabla 5.1.2.2. Resultados para el estudio de la influencia del caudal de lechada recirculada sobre la concentración de emisión de SO₂ y el consumo energético. EXPERIMENTO 2.						
A. Tiempo toma de datos (s)						
B. Potencia bomba de recirculación 1 (kW)						
C. Potencia bomba de recirculación 2 (kW)						
D. Potencia bomba de recirculación 3 (kW)						
E. Potencia ventilador de refuerzo (kW)						
F. Emisión de SO ₂ (mg/Nm ³)						
G. Concentración de SO ₂ entrada al absorbedor (mg/Nm ³)						
A	B	C	D	E	F	G
90	544	571	605	2881	155	1939
190	540	572	605	2864	144	2059
290	544	572	603	2849	141	2016
390	543	571	603	3002	137	1951
490	539	573	-6	2664	132	1890
590	542	573	-5	2653	132	1883
690	544	574	-5	2642	195	1950
790	543	572	-6	2535	284	1893
890	543	576	-6	2382	301	1881
990	540	575	-5	2464	298	1987
1090	549	573	-6	2592	288	1919
1190	544	575	-6	2510	288	1922
1290	542	575	-6	2431	305	1908
1390	542	575	-6	2372	312	1950
1490	541	573	-6	2410	315	1968
1590	543	574	-6	2489	309	1931
1690	543	575	-5	2524	294	1957
1790	544	573	-6	2536	305	1907
1890	544	573	-6	2479	315	1969
1990	544	576	-6	2483	317	1979
2090	544	575	-6	2551	311	1943
2190	545	573	-6	2440	296	1974
2280	542	572	-5	2489	302	1889

De estos experimentos se han extraído los datos de los regímenes estacionarios inicial y final, cuyos promedios se han utilizado para representar la tabla 6.2.4.1 del capítulo Discusión.

5.1.3.- Influencia del tiempo de contacto

Los resultados de este experimento están contenidos en el archivo "Experimento 3.xlsx". La tabla 5.1.3.1. presenta dichos resultados en intervalos de tiempos más dilatados.

Tabla 5.1.3.1. Resultados para el estudio de la influencia de la elevación del tiempo de contacto líquido-gas sobre la concentración de emisión de SO₂ y el consumo eléctrico. EXPERIMENTO 3.							
A. Tiempo toma de datos (s)							
B. Potencia bomba de recirculación 1 (kW)							
C. Potencia bomba de recirculación 2 (kW)							
D. Potencia bomba de recirculación 3 (kW)							
E. Potencia bomba de recirculación 4 (kW)							
F. Potencia ventilador de refuerzo (kW)							
G. Emisión de SO ₂ (mg/Nm ³)							
H. Concentración de SO ₂ entrada al absorbedor (mg/Nm ³)							
A	B	C	D	E	F	G	H
90	545	-5	603	662	3264	256	1965
190	542	-5	606	663	3242	256	1966
290	541	-5	601	658	3228	256	1969
390	543	-5	605	662	3239	263	1879
490	545	-5	602	669	3068	260	1998
590	541	0	605	662	3075	260	1998
690	541	0	606	664	3054	251	1932
790	543	452	605	662	3113	235	1807
890	540	568	606	663	3456	241	1855
990	547	578	606	0	2874	238	1833
1090	546	576	602	0	2982	165	1834
1190	541	578	606	0	3065	244	1742
1290	547	575	606	0	2965	261	1863
1390	541	575	607	0	2930	273	1823
1490	545	576	604	0	2941	270	1801
1590	543	574	608	0	2991	267	1777
1690	544	576	605	0	2985	267	1779
1790	544	574	600	0	3056	272	1816
1890	541	573	605	0	3041	270	1801
1980	542	577	606	0	3006	270	1801

5.1.4.- Influencia del pH y concentración de la lechada recirculada

Los resultados de los experimentos 4 y 5 están contenidos en el CD en los archivos “*Experimento 4.xlsx*” y “*Experimento 5.xlsx*” respectivamente, en los cuales están las pruebas completas para ver cómo influye la variación del pH sobre las emisiones, tanto reduciendo el pH (experimento 4), como incrementando el mismo (experimento 5). Los datos objeto de estudio, que son los que se presentan en las tablas 5.1.4.1. y 5.1.4.2., corresponden a los regímenes estacionarios iniciales y finales.

Tabla 5.1.4.1. EXPERIMENTO 4			
Tiempo (s)	Caudal másico de reactivo fresco al absorbedor (kg/h)	pH del cárter del absorbedor (pH)	Emisión de SO₂ (mg/Nm³ normalizado al 6% de O₂)
ESTADO INICIAL			
0	14934	5,24	168
10	14879	5,24	168
20	14877	5,24	168
30	14877	5,24	168
40	14877	5,24	168
50	14877	5,24	168
60	14877	5,24	168
70	14891	5,24	168
80	14891	5,24	168
90	14891	5,24	169
100	14888	5,24	169
110	14888	5,24	169
120	14893	5,24	169
130	14893	5,24	169
140	14893	5,24	169
150	14893	5,24	169
160	14893	5,24	169
170	14810	5,24	169
180	14810	5,24	169
190	14568	5,24	168
200	14568	5,24	168
ESTADO FINAL			
5100	12860	4,19	422
5110	12860	4,19	422
5120	12860	4,20	423
5130	12860	4,20	423
5140	12860	4,20	423
5150	12787	4,20	424
5160	12785	4,20	424
5170	12785	4,21	424
5180	12924	4,21	426
5190	12924	4,21	426
5200	12863	4,21	427
5210	12863	4,21	427
5220	12863	4,24	427

CAPÍTULO 5.- Resultados Experimentales

5230	12863	4,24	427
5240	12853	4,24	427
5250	12853	4,24	427
5260	12853	4,24	428
5270	12868	4,24	428
5280	12868	4,24	428
5290	12868	4,24	428
5300	12868	4,24	428
5310	12782	4,24	428
5320	12782	4,24	429
5330	12922	4,24	429
5340	12922	4,24	429
5350	12922	4,24	429
5360	12784	4,24	429
5370	12784	4,24	429
5380	12784	4,24	430
5390	12762	4,24	430
5400	12762	4,24	430
5410	12863	4,24	432
5420	12863	4,24	432
5430	12863	4,24	432
5440	12863	4,24	433
5450	12930	4,24	433
5460	12930	4,24	433
5470	12931	4,24	433
5480	12931	4,24	433
5490	12934	4,24	433
5500	12934	4,24	433
5510	12934	4,24	433
5520	12867	4,24	432
5530	12867	4,24	432
5540	12867	4,24	432
5550	12867	4,24	432
5560	12797	4,24	432
5570	12797	4,24	432
5580	12797	4,24	431
5590	12841	4,24	431
5600	12841	4,24	431
5610	12841	4,24	430
5620	12841	4,24	430
5630	12841	4,24	430
5640	12841	4,24	430
5650	12841	4,24	430
5660	12832	4,24	430
5670	12832	4,24	429
5680	12832	4,24	429
5690	12831	4,24	429
5700	12870	4,24	429
5710	12870	4,24	429
5720	12870	4,24	429
5730	12870	4,24	429
5740	12872	4,24	429
5750	12872	4,24	429
5760	12872	4,24	428
5770	12844	4,24	428
5780	12844	4,24	428
5790	12844	4,24	427
5800	12845	4,24	427
5810	12845	4,24	427
5820	12845	4,24	427

CAPÍTULO 5.- Resultados Experimentales

5830	12771	4,24	427
5840	12771	4,24	427
5850	12966	4,24	426
5860	12966	4,24	426
5870	12825	4,24	426
5880	12825	4,24	424
5890	12825	4,24	424
5900	12820	4,24	423
5910	12820	4,24	423
5920	12821	4,24	423
5930	12821	4,24	421
5940	12807	4,24	421
5950	12807	4,24	420
5960	12807	4,24	420
5970	12883	4,24	420
5980	12883	4,24	418
5990	12883	4,25	418
6000	12883	4,25	417
6010	12848	4,25	417
6020	12848	4,25	417
6030	12848	4,25	417
6040	12846	4,25	417
6050	12846	4,25	417
6060	12823	4,25	416
6070	12823	4,25	416
6080	12823	4,25	416
6090	12823	4,25	416
6100	12824	4,25	416
6110	12812	4,25	416
6120	12812	4,25	417
6130	12896	4,25	417
6140	12896	4,25	417
6150	12896	4,26	417
6160	12895	4,26	417
6170	12895	4,26	417
6180	12895	4,26	418
6190	12895	4,26	418
6200	12853	4,26	419
6210	12853	4,25	419
6220	12853	4,25	419
6230	12853	4,25	420

Tabla 5.1.4.2. EXPERIMENTO 5			
Tiempo (s)	Caudal másico de reactivo fresco al absorbedor (kg/h)	pH del cárter del absorbedor (pH)	Emisión de SO ₂ (mg/Nm ³ normalizado al 6% de O ₂)
30	16846	5,46	127
40	17190	5,46	127
50	17961	5,46	127
60	17961	5,46	127
70	17962	5,46	127
80	18304	5,46	126
90	18304	5,46	126
100	18304	5,47	126
110	18236	5,47	126
120	18236	5,47	126
130	18237	5,47	126
140	17947	5,47	126
150	17947	5,47	126
160	17537	5,47	126
170	16985	5,47	126
180	16985	5,47	126
190	16987	5,47	126
200	17181	5,47	126
210	17181	5,47	127
220	17181	5,47	127
230	17130	5,47	127
240	17130	5,47	127
250	17130	5,47	127
260	17113	5,47	127
270	17113	5,47	127
280	17113	5,47	127
290	17293	5,47	127
300	17293	5,47	127
310	17062	5,47	127
320	17062	5,47	127
330	17062	5,47	127
340	17062	5,47	126
350	17062	5,47	126
360	16780	5,47	126
370	16781	5,47	126
380	16781	5,47	126
390	16715	5,47	126
400	16715	5,47	125
410	16715	5,47	125
420	16715	5,47	125
430	16716	5,47	125
440	16716	5,47	125
450	16716	5,47	125
460	16716	5,47	125
470	16688	5,47	126
480	16688	5,47	126
490	16688	5,47	126
500	16689	5,47	126
510	16368	5,47	126
520	16368	5,47	126
530	16368	5,47	126
540	16324	5,47	126

CAPÍTULO 5.- Resultados Experimentales

550	16324	5,47	126
560	16324	5,47	126
570	16324	5,47	126
580	16326	5,47	126
590	16201	5,47	125
600	16201	5,47	125
610	16201	5,47	125
620	16291	5,47	125
630	16287	5,47	125
640	16287	5,47	125
650	16440	5,47	124
660	17322	5,47	124
670	17322	5,47	124
680	17069	5,47	124
690	17069	5,47	124
700	17069	5,47	124
710	17069	5,47	123
720	17117	5,47	123
730	17120	5,47	123
740	17120	5,47	123
750	17004	5,47	123
760	17004	5,47	123
770	17004	5,47	122
780	17022	5,47	122
790	17022	5,47	122
800	17022	5,47	121
810	17022	5,47	121
820	17118	5,47	121
830	17118	5,47	121
840	16956	5,47	121
850	16956	5,47	121
860	16956	5,47	121
870	16956	5,47	121
880	17018	5,47	121
890	17538	5,47	121
900	17538	5,47	120
910	17538	5,47	120
920	17656	5,47	120
930	17656	5,47	120
4020	38643	5,71	108
4030	39008	5,71	108
4040	39008	5,71	108
4050	39008	5,71	108
4060	38957	5,71	108
4070	38957	5,71	108
4080	38957	5,71	108
4090	38957	5,71	108
4100	38941	5,71	108
4110	39513	5,71	108
4120	39518	5,71	108
4130	38496	5,71	108
4140	38496	5,71	108
4150	39150	5,71	107
4160	38766	5,71	107
4170	38766	5,70	107
4180	38767	5,70	107
4190	39266	5,70	107
4200	39266	5,70	107
4210	39266	5,70	107
4220	38805	5,70	107

CAPÍTULO 5.- Resultados Experimentales

4230	39362	5,70	107
4240	39355	5,70	107
4250	39033	5,70	106
4260	39033	5,70	106
4270	39033	5,70	106
4280	38667	5,70	106
4290	38752	5,70	106
4300	38752	5,70	106
4310	38758	5,70	105
4320	38323	5,70	105
4330	39160	5,70	105
4340	39803	5,70	105
4350	38942	5,70	105
4360	38942	5,70	106
4370	38944	5,70	106
4380	38522	5,70	106
4390	39069	5,70	106
4400	39069	5,70	106
4410	38417	5,70	106
4420	38960	5,70	106
4430	38960	5,70	106
4440	38594	5,70	106
4450	38290	5,70	106
4460	39971	5,70	106
4470	39127	5,70	106
4480	39127	5,70	106
4490	39127	5,70	106
4500	39131	5,70	106
4510	39140	5,70	106
4520	39140	5,70	106
4530	39140	5,70	106
4540	39109	5,70	106
4550	39109	5,70	106
4560	38702	5,70	106
4570	38931	5,70	106
4580	37726	5,70	106
4590	39099	5,70	106
4600	38164	5,70	106
4610	38726	5,70	106
4620	38731	5,70	106
4630	38383	5,70	106
4640	38383	5,70	106
4650	38729	5,70	106
4660	38729	5,70	106
4670	38729	5,70	106
4680	38849	5,70	106
4690	38849	5,70	106
4700	37894	5,70	108
4710	38694	5,70	108
4720	38333	5,70	110
4730	38861	5,70	110
4740	38861	5,70	111
4750	38861	5,70	111
4760	38861	5,70	111
4770	38968	5,70	112
4780	38991	5,70	112
4790	38991	5,70	112
4800	38496	5,70	113
4810	38882	5,70	113
4820	38882	5,70	113

CAPÍTULO 5.- Resultados Experimentales

4830	39168	5,70	113
4840	38596	5,70	113
4850	38601	5,70	113
4860	38862	5,70	113
4870	38862	5,70	112
4880	38862	5,70	112
4890	39118	5,70	112
4900	39052	5,70	112
4910	39052	5,70	112
4920	39056	5,70	112
4930	39056	5,70	112
4940	39492	5,70	111
4950	39285	5,70	111
4960	38945	5,70	111
4970	38941	5,70	110
4980	39428	5,70	110
4990	39138	5,70	110
5000	39138	5,70	110
5010	39138	5,70	110
5020	38612	5,70	110
5030	39183	5,70	109
5040	38648	5,70	109
5050	38648	5,70	109
5060	38648	5,70	109
5070	38737	5,70	109
5080	38737	5,70	109
5090	38669	5,70	108
5100	39168	5,70	108
5110	39168	5,70	108
5120	39766	5,70	108
5130	39760	5,70	108
5140	39760	5,70	108
5150	38513	5,70	107
5160	38513	5,70	107
5170	38449	5,70	107
5180	39223	5,70	107
5190	39375	5,70	107
5200	39375	5,70	107
5210	39375	5,70	107
5220	39375	5,70	107
5230	39375	5,70	107
5240	38916	5,70	107
5250	38916	5,70	107
5260	38916	5,70	107
5270	38916	5,72	107
5280	38319	5,72	107
5290	39056	5,72	107
5300	39058	5,72	107
5310	39058	5,72	107
5320	38869	5,72	107
5330	38813	5,72	107
5340	38813	5,72	107
5350	39392	5,72	107
5360	39010	5,72	107
5370	39010	5,72	107
5380	38787	5,72	107
5390	39071	5,72	107
5400	39071	5,72	107
5410	39071	5,72	107
5420	38973	5,72	107

5430	38692	5,72	107
5440	39570	5,72	107
5450	39570	5,72	107
5460	39001	5,72	107
5470	39001	5,72	107
5480	38764	5,72	107
5490	38765	5,72	107
5500	39091	5,72	107
5510	39091	5,72	107
5520	39091	5,72	107
5530	38643	5,72	107
5540	38643	5,72	107
5550	38644	5,72	107
5560	38644	5,72	107
5570	39240	5,72	107
5580	39240	5,72	107

5.1.5.- Efecto de la razón L/G

En la tabla 5.1.5.1. se recogen los resultados del caudal de gases generados al modificarse la potencia eléctrica de la planta sin rebasar el mínimo técnico.

Tabla 5.1.5.1. Relación entre el caudal de gases de combustión y la potencia generada por el alternador de la Central Térmica.	
Potencia bruta del alternador de la Central Térmica de Puente Nuevo (MW)	Caudal de gases de combustión (Nm³/h)
325	1048201
325	1041900
325	1037825
323	1044864
323	1042582
323	1053798
323	1061690
324	1064550
323	1062031
323	1040020
323	1043638
323	1051277
323	1043739
323	1060528
324	1055775
323	1036678
262	866631
323	1041301
323	1043413
325	1050070
283	910691
324	1030481
298	965285
295	964493
302	975989
325	1051521

CAPÍTULO 5.- Resultados Experimentales

228	849379
276	956908
220	795353
210	769895
262	916430
325	1082516
285	994241
219	770688
232	790650
264	879100
212	742899
294	971061
225	767992
263	871409
215	727402
242	814489
279	928943
195	708957
189	689033
178	673668
175	661289
290	930883
334	1092150
334	1092300
277	951802
333	1104587
245	868512
334	1060768
253	867764
333	1058968
264	915546
333	1071619
332	1072670
217	760064
332	1074013
217	763491
333	1082355
332	1081786
332	1080128
332	1073646
217	760792
331	1076633
332	1100336
221	779251
332	1096884
332	1096468
332	1111600
332	1094436
334	1092554
292	1023915
226	834405
293	1013072
332	1079553
334	1049677
333	1060690
334	1080304
333	1067066
247	818237
160	588110
332	1066439

160	631629
196	707760
332	1035923
228	747747
332	1088045
332	1074425
332	1085889
253	852637
248	854152
251	865798
325	1064560
235	822359
325	1039582
325	1057558
333	1028596
333	1042863
333	1033523
333	1058187
334	1038369
334	1043426
334	1038519
332	1027445
334	1043500
333	1040350
333	1041096
333	1043429
333	1036731
333	1043381
270	895393
325	1047665
262	865925
325	1041676

Resultados adicionales, correspondientes al estudio de la influencia de la relación L/G, se presentan en la tabla 5.1.5.2., considerándose que la potencia eléctrica total consumida en el absorbedor (kW) es la sumatoria de las potencias consumidas por las tres bombas de recirculación más la del ventilador de refuerzo.

Potencia eléctrica consumida por el ventilador de refuerzo (kW)	Potencia eléctrica total consumida en el absorbedor (kW)	L (L/h)	G (m³/h)	Relación L/G (L/Nm³)
911	2619	21x10 ⁶	617647	34
1355	3063	21x10 ⁶	700000	30
1748	3456	21x10 ⁶	807692	26
2907	5464	21x10 ⁶	1050000	20

5.1.6.- Influencia simultánea de L/G, pH y tiempo de contacto

En total han supuesto 41 experimentos a plena carga (330 MW), es decir, 41 regímenes estacionarios con el máximo caudal de gases (situación más desfavorable y habitual de funcionamiento). Además se han realizado 4 experimentos a mínimo técnico (160 MW), dando resultados de regímenes estacionarios para el caso de la combinación de bombas 1-2-3 al menor caudal de gases admitido en funcionamiento estandarizado.

En la tabla 5.1.6.1. se relaciona el pH y la concentración de emisión para distintas combinaciones de bombas de recirculación, siendo los resultados que se presentan los valores promedios de los datos primarios de cada experimento una vez tratados, con una desviación típica inferior al 1%.

Tabla 5.1.6.1. Influencia simultánea de L/G, pH y tiempo de contacto. Resultados CONJUNTO DE EXPERIMENTOS 7								
Bombas de recirculación / bancos de atomización en funcionamiento simultáneamente								
1,3,5 (330 MW)			1,3,4 (330 MW)			1,2,3 (330 MW)		
Total experimentos: 10			Total experimentos: 9			Total experimentos: 13		
SO ₂ ENTRADA (mg/Nm ³)	SO ₂ SALIDA (mg/Nm ³)	pH	SO ₂ ENTRADA (mg/Nm ³)	SO ₂ SALIDA (mg/Nm ³)	pH	SO ₂ ENTRADA (mg/Nm ³)	SO ₂ SALIDA (mg/Nm ³)	pH
1.852	329	4,70	1.906	173	5,32	1.850	275	5,10
1.899	170	5,48	1.808	128	5,37	1.744	266	5,30
1.899	199	5,30	1.825	180	5,30	1.774	242	5,50
1.852	294	4,80	2.110	262	4,53	1.744	251	5,12
1.852	274	5,01	2.110	261	4,54	1.774	277	5,11
1.932	288	4,70	2.277	91	5,74	1.890	321	5,10
1.868	198	5,50	1.986	346	4,25	1.888	286	5,09
1.868	227	5,29	1.986	136	5,24	1.888	279	5,10
1.868	238	5,09	2.277	98	5,52	1.638	102	6,06
1.865	221	5,10				1.928	285	5,09
						2.034	338	5,00
						1.917	314	4,83
						1.681	215	5,29
Bombas de recirculación / bancos de atomización en funcionamiento simultáneamente								
1,2,3,4 (330 MW)			1,2 (330 MW)			1,2,3 (160 MW)		
Total experimentos: 3			Total experimentos: 6			Total experimentos: 4		
SO ₂ ENTRADA (mg/Nm ³)	SO ₂ SALIDA (mg/Nm ³)	pH	SO ₂ ENTRADA (mg/Nm ³)	SO ₂ SALIDA (mg/Nm ³)	pH	SO ₂ ENTRADA (mg/Nm ³)	SO ₂ SALIDA (mg/Nm ³)	pH
1.956	175	4,14	1.970	384	5,32	2.294	192	4,80
1.932	113	5,19	1.890	273	5,67	1.892	132	5,09
1.960	146	4,39	1.928	302	5,34	2.287	150	5,29
			1.970	307	5,31	2.299	120	5,99
			2.050	410	5,10			
			2.034	346	5,48			

5.1.7.- Influencia de la potencia eléctrica consumida

En la tabla 5.1.7.1. se recogen los valores de potencia eléctrica consumida tanto por las bombas puestas en funcionamiento como por el ventilador de refuerzo. La suma de ambas potencias se considera como el consumo total asociado a las distintas combinaciones de bombas de recirculación de lechada.

Bombas de recirculación / bancos de atomización en funcionamiento	1,3,5	1,3,4	1,2,3	1,2,3,4	1,2	1,2,3
Potencia total de bombas de recirculación (kW)	1.776	1.826	1.708	2.358	1.116	1.708
Potencia del ventilador de refuerzo (kW)	3.058	3.186	2.907	3.360	2.454	912
P _L Potencia total consumida en el absorbedor (kW)	4.834	5.012	4.615	5.718	3.570	2620

5.1.8.- Distribución del tamaño de gota en los rociadores

En los bancos de distribución de la lechada recirculada se sitúan dos tipos de rociadores por banco, de forma que se distribuya el líquido a través de toda la sección. En la tabla 5.1.8.1. se recogen los tamaños de gota, según fabricante.

Percentil	Tamaño de gota rociador tipo 1 (μm)	Tamaño de gota rociador tipo 2 (μm)	Tamaño de gota rociador tipo 3 (μm)	Tamaño de gota rociador tipo 4 (μm)
0	0	0	0	0
10	1369	1539	1279	1542
50	2400	2755	2157	2676
90	3986	3895	3619	4264
98	5062	4642	5059	4694
99	5230	4757	5068	4554
100	5446	4938	5241	5540

5.2.- Resultados experimentales en el estudio del consumo de agua en el FGD de la CTPN.

Este punto tiene por objeto presentar toda la recopilación de datos primarios, recogidos para determinar la posibilidad de minimizar el consumo de agua o la capacidad de reutilización de la misma en los puntos críticos seleccionados.

5.2.1.- Selección de puntos críticos

Dentro del sistema de distribución y utilización de agua de proceso se han seleccionado aquellos puntos de la instalación donde sería posible actuar para provocar una disminución de la cantidad de agua utilizada. En la tabla 5.2.1.1. se recogen todas las subunidades y subcircuitos, resaltando aquellos puntos en los que es posible llevar a cabo la actuación citada.

Tabla 5.2.1.1: Posibles puntos críticos de la instalación	PUNTOS CRÍTICOS DETECTADOS	Nº DE PUNTOS CRÍTICOS	NO EXISTEN PUNTOS CRÍTICOS
<i>Subcircuito Cintas de Filtrado de Vacío</i>	✓	2	
<i>Subcircuito Mist Eliminator Absorbedor</i>			✓
<i>Subcircuito Aditivos DBA Absorbedor</i>			✓
<i>Subcircuito Tanque de Preparación de Caliza</i>			✓
<i>Subcircuito Hidrociclón Primario</i>			✓
<i>Subcircuito Hidrociclón Secundario</i>			✓
<i>Subcircuitos Dosificación Química W.W.T.P</i>			✓
<i>Bombas Transporte Fase Limpieza WWTP</i>			✓
<i>Subcircuito Foso de Drenaje WWTP</i>			✓
<i>Subcircuito W.W.T.P</i>			✓
<i>Subcircuito Recuperación y Suspensión</i>			✓
<i>Subcircuito Tanque Recuperación Temporal</i>			✓
<i>Subcircuito Bombas Recirculación Absorbedor</i>			✓
<i>Subcircuito Bombas Succión Yeso Absorbedor</i>			✓
<i>Subcircuito Lavado Húmedo-Seco Absorbedor</i>			✓
<i>Subcircuito de Niveles Fluido Absorbedor</i>			✓
<i>Subcircuito Agitadores de Fluido Absorbedor</i>			✓
<i>Subcircuito Foso Drenajes Absorbedor</i>			✓
<i>Subcircuito Spray Aire Oxidación Absorbedor</i>			✓

En el Subcircuito Cintas de Filtrado de Vacío se han seleccionado dos puntos:

1. El circuito de agua del anillo líquido de compresión de las bombas de vacío.
2. El circuito de lavado y lubricación de la tela filtrante de la cinta de vacío.

5.2.2.- Circuito de agua del anillo líquido de compresión de las bombas de vacío.

Se presenta la siguiente figura para mejor interpretación de los resultados, donde se muestran los equipos montados para la toma de datos.

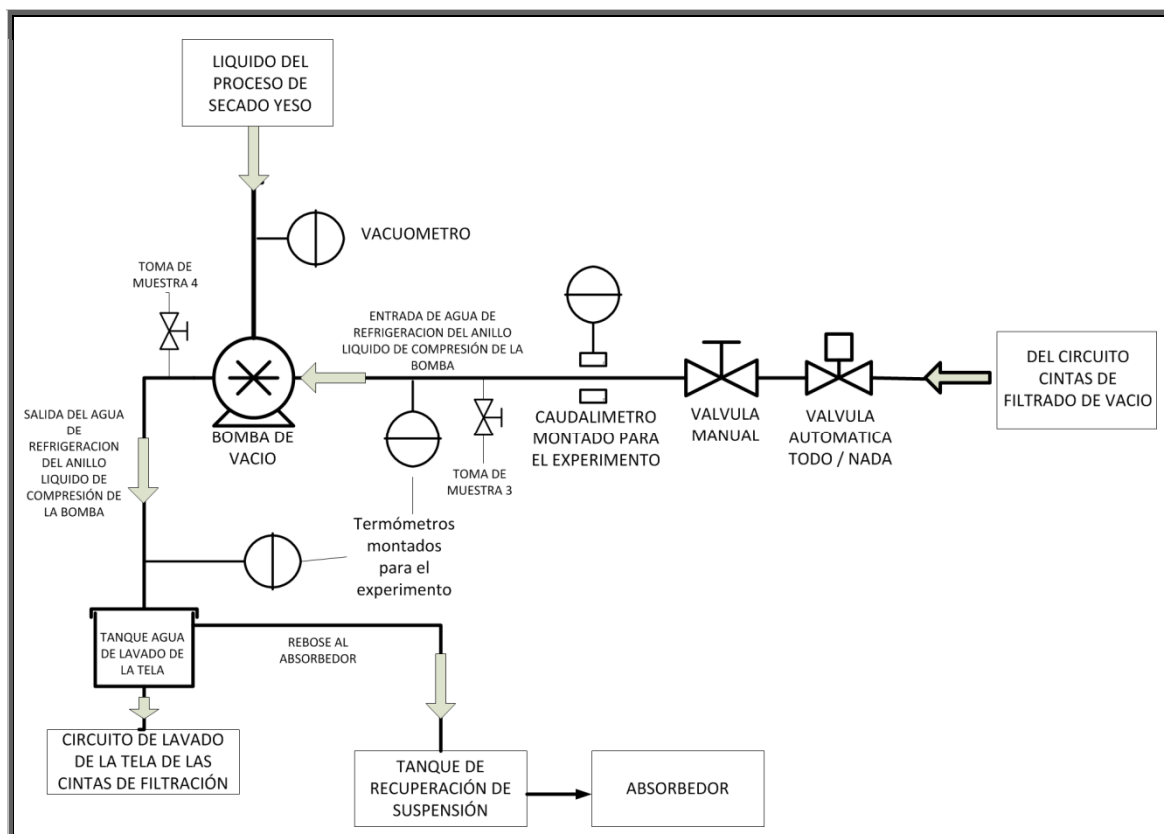


Figura 5.2.2.1. Puntos de toma de datos para el estudio del consumo de agua del anillo líquido de compresión de las bombas de vacío.

5.2.2.1.- Regulación del caudal de paso por el anillo líquido de compresión.

Se presenta en la tabla 5.2.2.1.1 los resultados para las tomas de medida 1 y 2, siendo éstas:

Medida 1.- Realizada con las válvulas automática y manual abiertas al 100%

Medida 2.- Con la válvula automática abierta al 100% y la válvula manual estrangulada (según instrucciones del fabricante).

<i>Medida</i>	<i>Vacío (bar)</i>	<i>Temp entrada (°C)</i>	<i>Temp salida (°C)</i>	<i>Caudal (L/min)</i>
1	0,45	16	19	640
2	0,50	16	22	420

5.2.2.2.- Caracterización fisico-química del agua del anillo líquido de compresión.

Las determinaciones analíticas realizadas se han llevado a cabo conforme a los métodos normalizados (descritos en el apartado 4.3 de Materiales y Métodos) y se presentan en la tabla 5.2.2.2.1.

	Toma de muestra 3	Toma de muestra 4
<i>pH</i>	7,99	8,04
<i>Conductividad (μS/cm)</i>	327	347
<i>Turbidez (NFTu)</i>	13 ± 1	16 ± 1
<i>SO₄²⁻ (mg/L)</i>	54 ± 1	58 ± 1
<i>CO₃²⁻ (mg/L)</i>	n.d.	n.d.
<i>CO₃H (mg/L)</i>	143 ± 12	143 ± 12
<i>Ca⁺⁺ (mg/L)</i>	25 ± 1	21 ± 1
<i>Mg⁺⁺ (mg/L)</i>	7 ± 1	6 ± 1
<i>T(°C)</i>	16	19
n.d. no detectado		

5.2.3.- Circuito de lavado y lubricación de la tela filtrante de la cinta de vacío

Se presenta la siguiente figura para mejor interpretación de los resultados, donde se muestran los equipos montados para la toma de datos.

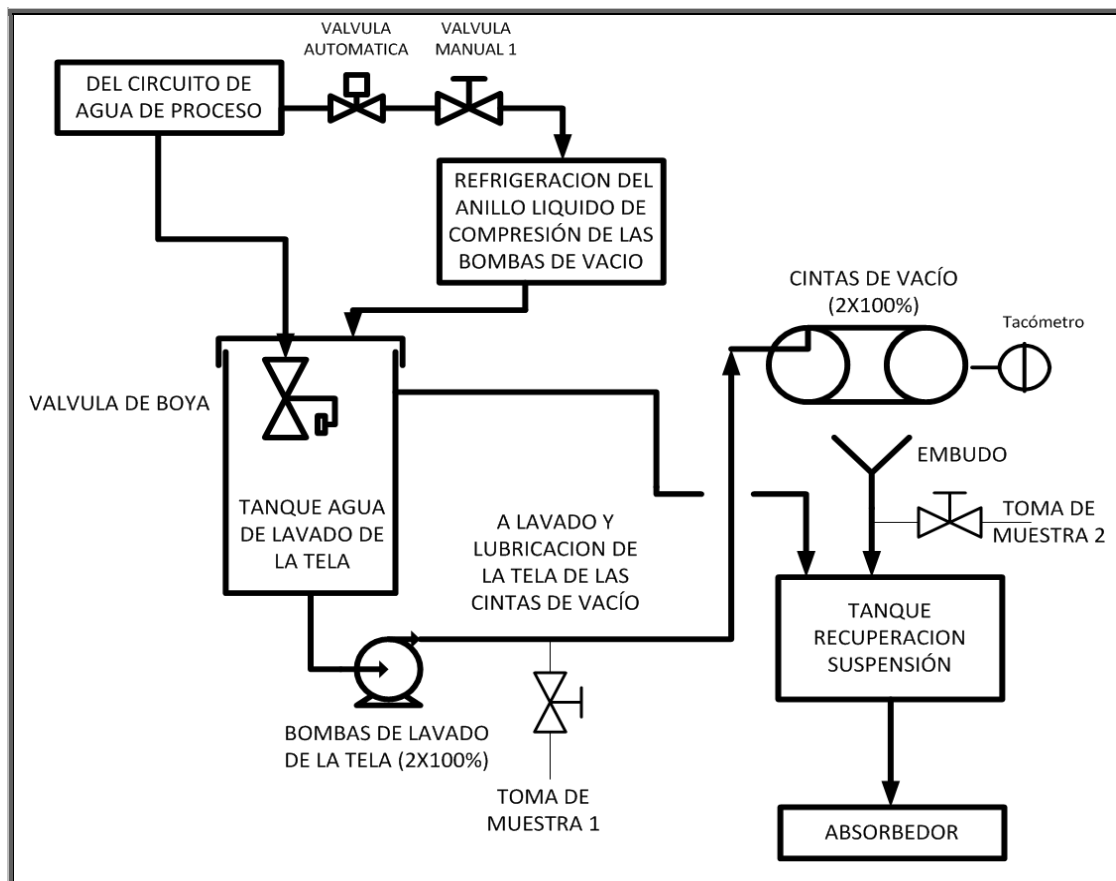


Figura 5.2.3.1. Puntos de toma de datos para el estudio del circuito de lavado y lubricación de la tela filtrante de las cintas de vacío.

5.2.3.1.- Determinación de la velocidad de giro de la cinta de filtrado de vacío.

Respecto a la velocidad de giro de la cinta, se pone de manifiesto la operación con tres velocidades, en cada una de las cuales se han tomado las muestras necesarias para la caracterización físico-química y los ensayos de sedimentación y centrifugación. A estos rangos se les han denominado modos de funcionamiento normal, a velocidad mínima y a velocidad máxima (Tabla 5.2.2.1.1.).

Tabla 5.2.3.1.1: Velocidades de la cinta de vacío		
Rango de operación	Velocidad real según tacómetro (r.p.m.)	Velocidad de operación (r.p.m.)
<i>Mínimo</i>	2,0	2,0
<i>Normal</i>	2,8	3,0
<i>Máximo</i>	3,9	4,0

5.2.3.2.- Caracterización físico – química.

Se han realizado las siguientes caracterizaciones físico–químicas en el circuito de lavado y lubricación de la tela filtrante de la cinta de vacío:

- Agua limpia antes del lavado de la tela tomada de la Toma de Muestra 1 (figura 5.2.3.1).
- Agua residual después del lavado de la tela a 2 r.p.m. de velocidad de la cinta, extraída de la Toma de Muestra 2 (figura 5.2.3.1).
- Agua residual después del lavado de la tela a 3 r.p.m. de velocidad de la cinta, extraída de la Toma de Muestra 2 (figura 5.2.3.1).
- Agua residual después del lavado de la tela a 4 r.p.m. de velocidad de la cinta, extraída de la Toma de Muestra 2 (figura 5.2.3.1).

Los resultados obtenidos han sido:

Tabla 5.2.3.2.1: Caracterización físico–química del agua limpia antes del lavado de la tela.	
<i>pH</i>	7,99
<i>Conductividad ($\mu\text{S/cm}$)</i>	327
<i>Turbidez (NFTu)</i>	13 \pm 1
<i>SO₄²⁻ (mg/L)</i>	54 \pm 1
<i>CO₃²⁻ (mg/L)</i>	n.d.
<i>CO₃H (mg/L)</i>	143 \pm 12
<i>Ca⁺⁺ (mg/L)</i>	25 \pm 1
<i>Mg⁺⁺ (mg/L)</i>	7 \pm 1
<i>T(°C)</i>	16
<i>n.d. no detectado</i>	

Tabla 5.2.2.2.2.: Caracterización físico-química del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la mínima velocidad de operación (2 r.p.m.).		
pH		7,43
Conductividad (mS/cm)		9,41
Turbidez (NFTu)		3.780 ± 555
Cf (mg/L)		1.740 ± 125
SO ₄ ²⁻ (mg/L)		55 ± 1
CO ₃ ²⁻ (mg/L)		n.d.
CO ₃ H (mg/L)		47
SST (mg/L)		77.600 ± 2.015
SSV (mg/L)		3.135 ± 690
SSM (mg/L)		74.465 ± 2.470
Cono Imhoff	Vol. Sólidos (cenizas incluidas) (mL/L)	70 ± 1
	Vol. Sólidos sin cenizas (mL/L)	64
IVL	con cenizas (mL/g)	0,90
	sin cenizas (mL/g)	0,82
% de cenizas		9
<i>n.d. no detectado</i>		

Tabla 5.2.2.2.3.: Caracterización físico-química del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la velocidad normal de operación (3 r.p.m.).		
pH		7,52
Conductividad (mS/cm)		10,84
Turbidez (NFTu)		2.650 ± 55
Cf (mg/L)		3.320 ± 20
SO ₄ ²⁻ (mg/L)		56 ± 5
CO ₃ ²⁻ (mg/L)		n.d.
CO ₃ H (mg/L)		47
SST (mg/L)		53.630 ± 4.675
SSV (mg/L)		2.425 ± 690
SSM (mg/L)		51.200 ± 2.470
Cono Imhoff	Vol. Sólidos (cenizas incluidas) (mL/L)	64 ± 1
	Vol. Sólidos sin cenizas (mL/L)	57 ± 1
IVL	con cenizas (mL/g)	1,19
	sin cenizas (mL/g)	1,07
% de cenizas		10
<i>n.d. no detectado</i>		

Tabla 5.2.2.4.: Caracterización físico-química del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la máxima velocidad de operación (4 r.p.m.).		
pH		7,33
Conductividad (mS/cm)		13,32
Turbidez (NFTu)		5.815 ± 610
Cl (mg/L)		3.410 ± 40
SO ₄ ²⁻ (mg/L)		55 ± 1
CO ₃ ²⁻ (mg/L)		n.d.
CO ₃ H (mg/L)		47
SST (mg/L)		120.600 ± 2.940
SSV (mg/L)		6.990 ± 945
SSM (mg/L)		113.610 ± 2.320
Cono Imhoff	Vol. Sólidos (cenizas incluidas) (mL/L)	103 ± 3
	Vol. Sólidos sin cenizas (mL/L)	98
IVL	con cenizas (mL/g)	0,85
	sin cenizas (mL/g)	0,81
% de cenizas		5
<i>n.d. no detectado</i>		

5.2.3.3.- Ensayo de sedimentación del agua residual.

Los resultados experimentales del ensayo de sedimentación del agua residual del lavado de la tela filtrante de la cinta de vacío, en función de las diferentes velocidades de rotación de la cinta, se muestran a continuación. Se han realizado dos replicas debido a la dificultad para tomar una muestra homogénea ya que el sólido inorgánico sedimenta muy rápido. Los resultados de las distintas variables estudiadas se presentan en las tablas 5.2.2.3.1. a 5.2.2.3.6.

Tabla 5.2.3.3.1. 1^{er} análisis de sedimentación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la mínima velocidad de operación (2 r.p.m.).			
Tiempo (min)	Turbidez 30% de altura (NFTu)	Turbidez Superficie (NFTu)	Interfase de compactación (%)
0	2.775	3.360	0,00
30	450	166	5,19
60	332	97	5,88
120	183	17	5,19
180	137	17	5,19
300	63	15	5,19
420	52	21	4,84
1440	7	5	4,84

Tabla 5.2.3.3.2: 2º análisis de sedimentación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la mínima velocidad de operación (2 r.p.m.).

Tiempo (min)	Turbidez 30% de altura (NFTu)	Turbidez Superficie (NFTu)	Interfase de compactación (%)
0	4.985	4.004	0,00
30	409	174	5,88
60	188	85	6,23
120	126	20	5,88
180	84	19	5,88
300	40	26	5,88
420	38	25	5,88
1440	6	6	5,88

Tabla 5.2.3.3.3: 1º análisis de sedimentación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la velocidad normal de operación (3 r.p.m.).

Tiempo (min)	Turbidez 30% de altura (NFTu)	Turbidez Superficie (NFTu)	Interfase de compactación (%)
0	2.610	2.611	0,00
30	392	202	4,50
60	171	170	5,19
120	115	56	5,19
180	79	38	4,84
300	22	20	4,84
420	22	20	4,84
1440	7	6	4,84

Tabla 5.2.3.3.4: 2º análisis de sedimentación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la velocidad normal de operación (3 r.p.m.).

Tiempo (min)	Turbidez 30% de altura (NFTu)	Turbidez Superficie (NFTu)	Interfase de compactación (%)
0	2.831	2.547	0,00
30	471	259	4,50
60	252	148	5,19
120	136	80	5,19
180	72	33	4,84
300	31	26	4,84
420	26	22	4,84
1440	6	4	4,84

Tabla 5.2.3.3.5: 1^{er} análisis de sedimentación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la máxima velocidad de operación (4 r.p.m.).

Tiempo (min)	Turbidez 30% de altura (NFTu)	Turbidez Superficie (NFTu)	Interfase de compactación (%)
0	5.365	5.409	0,00
30	1.237	206	10,03
60	470	85	10,38
120	247	38	10,03
180	158	34	10,03
300	85	26	10,03
420	75	24	10,03
1440	47	10	9,34

Tabla 5.2.3.3.6: 2^o análisis de sedimentación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la máxima velocidad de operación (4 r.p.m.).

Tiempo (min)	Turbidez 30% de altura (NFTu)	Turbidez Superficie (NFTu)	Interfase de compactación (%)
0	6.303	6.188	0,00
30	1.068	245	9,34
60	343	82	9,34
120	213	40	9,00
180	115	38	9,00
300	72	23	9,00
420	39	27	9,00
1440	26	7	9,00

5.2.3.4.- Ensayo de centrifugación del agua residual.

Se muestran a continuación los resultados experimentales del ensayo de centrifugación del agua residual que queda después de lavar la tela filtrante de la cinta de vacío, en función de las diferentes velocidades de rotación de la cinta. Se han realizado los ensayos por duplicado.

En primer lugar, se presentan los datos primarios de turbidez obtenidos para diferentes tiempos de ensayo, respecto a las velocidades de centrifugación.

Tabla 5.2.3.4.1: Análisis de centrifugación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la mínima velocidad de operación (2 r.p.m.), respecto a la vel. de centrifugación.

Tiempo (min)	VELOCIDAD DE CENTRIFUGACIÓN					
	2.000 r.p.m.		4.000 r.p.m.		7.000 r.p.m.	
	Turbidez Muestra A (NFTu)	Turbidez Muestra B (NFTu)	Turbidez Muestra A (NFTu)	Turbidez Muestra B (NFTu)	Turbidez Muestra A (NFTu)	Turbidez Muestra B (NFTu)
0	3.780	3.780	3.780	3.780	3.780	3.780
5	423	428	171	168	--	--
7	355	356	--	--	78	78
10	250	244	--	119	71	69
13	--	--	135	139	81	85
15	242	244	146	134	82	81
20	205	207	129	127	53	55

Tabla 5.2.3.4.2: Análisis de centrifugación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la velocidad normal de operación (3 r.p.m.), respecto a la vel. de centrifugación.

Tiempo (min)	VELOCIDAD DE CENTRIFUGACIÓN					
	2.000 r.p.m.		4.000 r.p.m.		7.000 r.p.m.	
	Turbidez Muestra A (NFTu)	Turbidez Muestra B (NFTu)	Turbidez Muestra A (NFTu)	Turbidez Muestra B (NFTu)	Turbidez Muestra A (NFTu)	Turbidez Muestra B (NFTu)
0	2.650	2.650	2.650	2.650	2.650	2.650
5	253	--	78	59	110	--
7	223	146	76	54	58	35
10	233	139	75	45	--	48
13	129	73	56	42	58	25
15	--	67	49	39	58	32
20	83	70	45	--	34	26

Tabla 5.2.3.4.3.: Análisis de centrifugación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la máxima velocidad de operación (4 r.p.m.), respecto a la vel. de centrifugación.

Tiempo (min)	VELOCIDAD DE CENTRIFUGACIÓN					
	2.000 r.p.m.		4.000 r.p.m.		7.000 r.p.m.	
	Turbidez Muestra A (NFTu)	Turbidez Muestra B (NFTu)	Turbidez Muestra A (NFTu)	Turbidez Muestra B (NFTu)	Turbidez Muestra A (NFTu)	Turbidez Muestra B (NFTu)
0	5.815	5.815	5.815	5.815	5.815	5.815
5	210	202	285	278	--	--
7	298	293	184	186	239	240
10	250	276	--	--	183	186
13	295	287	204	203	152	156
15	252	237	205	204	140	137
20	297	305	190	182	136	135

CAPÍTULO 6.- DISCUSIÓN

6.1.- Estudio del SO₂ generado en la combustión en la CTPN.

Tal como se expuso en el capítulo de Introducción, el valor límite de emisiones para la Central Térmica de Puente Nuevo es 400 mg / Nm³ (Tabla 6.1.1).

Tabla 6.1.1. Valores Límite de Emisión y cálculo de burbujas de emisión para la Central Térmica de Puente Nuevo.				
Contribución a los objetivos de emisión (tpa)		Valores límite de SO ₂		
Burbuja de SO ₂ de 2008 a 2015 (tpa)	Burbuja de SO ₂ a partir de 2016 (tpa)	VLE de SO ₂ 2008/2015 (mg/Nm ³)	VLE de SO ₂ a partir de 2016 (mg/Nm ³)	Referencia VLE SO ₂
2285	2285	400	400	Anexo III apartado A del R.D. 430/2004.

Fuente: Tabla 3 del anexo 1 de la ORDEN PRE/77/2008, de 17 de enero. BOE núm. 24 de 28 de enero 2008.

**Burbuja Nacional es una modalidad de compromiso global de reducción de emisiones por la que el Gobierno, previa consulta con las Comunidades Autónomas, incorpora al PNRE-GIC las medidas oportunas para que se consigan unas reducciones de NO_x, SO₂ y partículas similares a las que se hubieran alcanzado aplicando los valores límite de emisión establecidos para nuevas instalaciones.*

Seguidamente, a través de un balance de materia, se pone de manifiesto la necesidad ineludible de efectuar la depuración del SO₂ de los gases de combustión. El balance de materia es una herramienta rigurosa para prever la concentración máxima de SO₂ que se alcanzará a la entrada del desulfurador.

Este balance se realiza suponiendo que la central opera con un factor de carga del 100 %, situación en que se genera el mayor caudal de gases posible.

Los datos necesarios para la realización del balance de materia se han extraído de los análisis del carbón, tal como se ha explicado en el capítulo de Materiales y Métodos, y de la instrumentación de planta a través del Sistema de Control Distribuido, previa comprobación de que los instrumentos de medida estaban calibrados correctamente.

En la tabla 6.1.2 se recogen la denominación, valor y unidades de las variables de entrada al balance de materia.

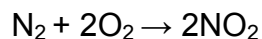
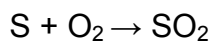
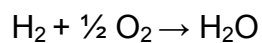
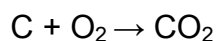
Tabla 6.1.2: Variables de entrada utilizadas en la resolución del balance de materia.			
Variable	Denominación	Unidad	Valor
F	Caudal másico húmedo carbón	t/h	187,7
HUM	Humedad	%	8,54
CAR	Carbono	% (b. h.)	41,49
HID	Hidrógeno	% (b. h.)	2,83
NIT	Nitrógeno	% (b. h.)	0,83
AZU	Azufre	% (b. h.)	0,74
OXI	Oxígeno	% (b. h.)	7,33
EXC	Aire en exceso sobre el teórico (al 6 % de Oxígeno a la salida)	%	39,05
A/F	Razón aire/combustible	adimensional	7,89
CEN	Cenizas en el combustible	% (b. h)	38,24

*b. h. base húmeda.

Para plantear el balance de materia se aceptan las hipótesis simplificativas siguientes:

- 1.- La combustión es completa. No se forma CO.
- 2.- Se deprecia la formación de NO_x térmicos a partir del nitrógeno y del oxígeno del aire.
- 3.- Todo el nitrógeno del combustible transforma en NO₂.
- 4.- No existe retención de S en cenizas y escorias.
- 5.- La planta opera de forma continua y en régimen estacionario.

Las reacciones químicas producidas en el hogar son:



Teniendo en cuenta todas las hipótesis, reacciones y datos, la resolución del balance de materia ofrece la información recogida en la tabla 6.1.3., donde figura la denominación, valor y unidades de las variables de interés para una base de cálculo de 187,7 t/h de carbón y con un 39,04 % de aire en exceso para alcanzar en las emisiones un 6 % de oxígeno en base seca:

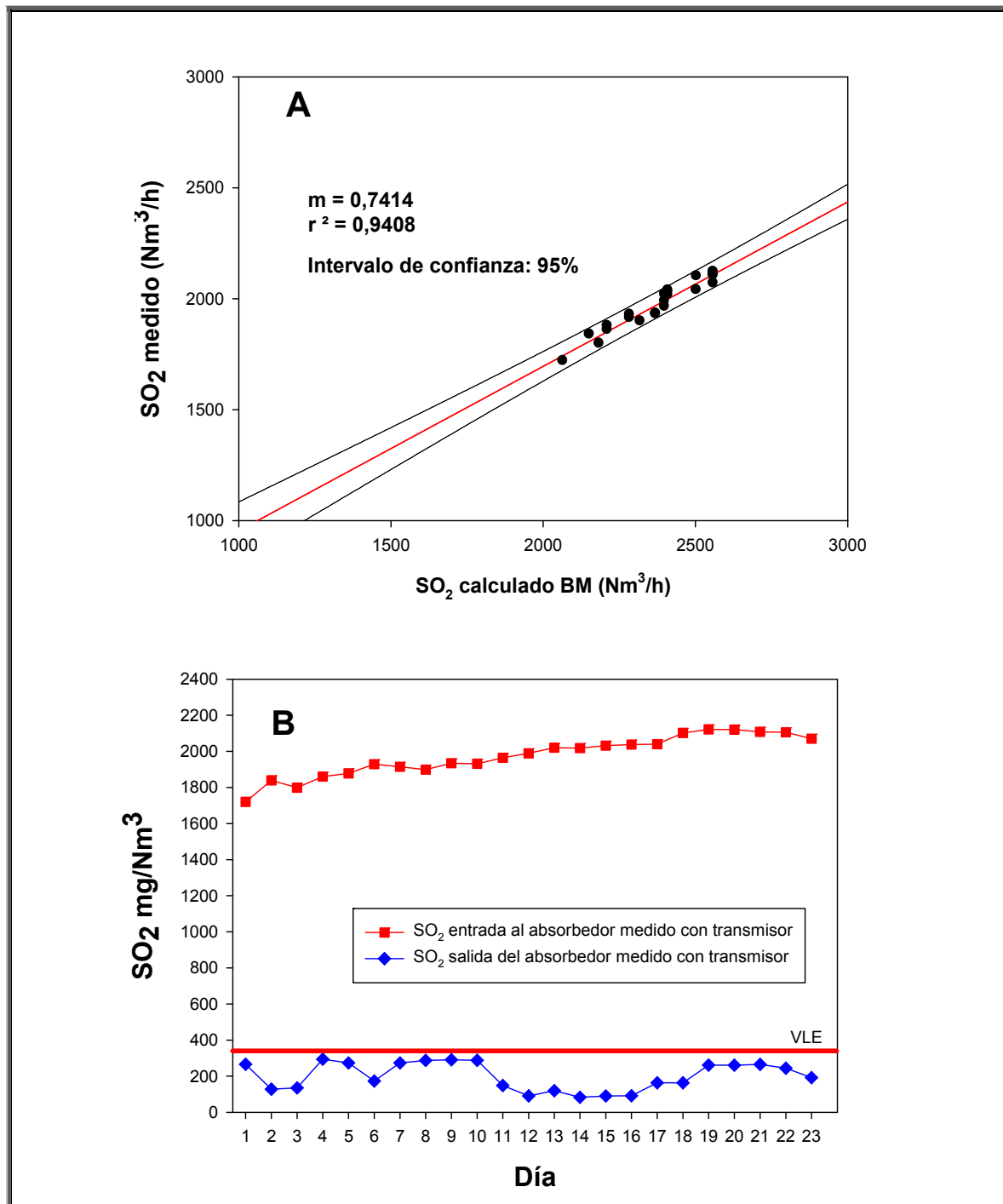
Tabla 6.1.3: Resultados en caudales máxicos horarios		
Sigla	Denominación	Caudal máxico (kg/h)
QCEN	Caudal de cenizas generado	71.755
QN2	Caudal de nitrógeno a la salida	1.135.472
QCO2	Caudal de anhídrido carbónico a la salida	285.592
QH2O	Caudal de vapor de agua a la salida	63.875
QSO2	Caudal de anhídrido sulfuroso a la salida	2.796
QNO2	Caudal de nitrógeno del combustible	5.109
QO2	Caudal de oxígeno a la salida	96.870

Calculando a partir de los datos anteriores el caudal volumétrico de los gases de combustión, en base seca al 6% de oxígeno a la salida: ($Q_{vs} = 1.121.856 \frac{Nm^3}{h}$), se obtiene la concentración máxima de emisión de SO₂ que se muestra a continuación (ecuación 6.1):

$$\text{Emisiones} = \left(\frac{Q_{SO_2} \frac{kg}{h} \cdot 10^6 \frac{mg}{kg}}{Q_{vs} \frac{Nm^3}{h}} \right) = 2.492 \text{ mgSO}_2 / N \text{ m}^3 \quad (6.1)$$

Esta es la concentración de dióxido de azufre teórica consecuencia de la combustión de un carbón autóctono típico de los utilizados en la CTPN.

Esta concentración de SO₂, expresada según normativa, correspondería, si no hubiera equipo de desulfuración, a las emisiones por dióxido de azufre de la Central Térmica. Como se observa se supera, ampliamente, el límite legislativo. Este cálculo debe ser previo a cualquier proyecto de desulfuración en una central termoeléctrica para tener una buena aproximación de la cantidad de dióxido de azufre que hay que eliminar, con objeto de satisfacer los límites legales, además de estimar las dimensiones del equipo de depuración y el consumo de reactivos.



Figuras 6.1.1 A y B: Comparación entre los valores teóricos (calculados por balances de materia) y reales (medidos con un transmisor calibrado) de la concentración de SO₂ a la entrada del absorbedor y estado actual del funcionamiento de la planta.

El balance de materia se ha utilizado, adicionalmente, para comprobar la correcta calibración del sensor de medida de la concentración de SO₂ a la entrada de la torre de absorción. A partir de la tabla 5.1.1.1. del capítulo Resultados se han elaborado las figuras 6.1.1 A y 6.1.1 B; de la primera se

deduce la existencia de una buena correlación entre ambos valores, aunque no hay coincidencia entre ambos siendo el medido inferior al calculado, probablemente debido a la retención del SO₂ por las cenizas y escorias. En la figura 6.1.1. B se representa la concentración de emisión del SO₂, para los distintos días observados; en todos los casos el dióxido de azufre emitido a la atmósfera se encuentra dentro de los valores límite de emisiones (VLE). Las fluctuaciones que se aprecian en la concentración influente y efluente del absorbedor son debidas a variaciones en la composición del carbón.

6.2.- Estudio de consumos energéticos y de reactivos en el FGD de la CTPN.

6.2.1. Resumen del diseño de experimentos.

De conformidad con la bibliografía consultada (Villanueva, 2008; Srivastava, 2001; Zhong, 2008; Neveux, 2011; Dou, 2009; Zhao, 2007; Gerbec, 1993; Gutiérrez, 2006), **las variables relevantes del proceso** que puedan ayudar a estudiar los consumos energéticos y de reactivos son:

- **El pH del líquido del tanque de reacción del absorbedor.**
- **El tiempo de contacto del gas con el líquido recirculado.**
- **El caudal de gas de combustión (G).**
- **El caudal de lechada recirculada (L).**

Se han realizado diversos experimentos en los que se ha procedido a la variación de cada una de ellas de forma independiente, cuantificando los estados estacionarios inicial y final, entendiéndose como tales aquellos en que la perturbación de la variable estudiada tiene una desviación típica inferior al 1 %.

Para ello se han medido y registrado de forma automática los datos de concentración de emisión de SO₂, pH, caudal de líquido recirculado (L), caudal de gas (G), potencia de las bombas (P_{B1}, P_{B2}, P_{B3}, P_{B4} y P_{B5}) y potencia del ventilador de refuerzo (P_{VR}). Se ha seleccionado un intervalo de 10 segundos de tiempo para la toma de datos en la mayoría de los estados estacionarios, o un minuto para aquellos de larga duración (>5 horas).

En la figura 6.2.1.1 se encuentran señalados los puntos del absorbedor en los que se ha recopilado algún tipo de información relevante para el estudio, recogiendo también la denominación de dichas variables y la unidad de medida.

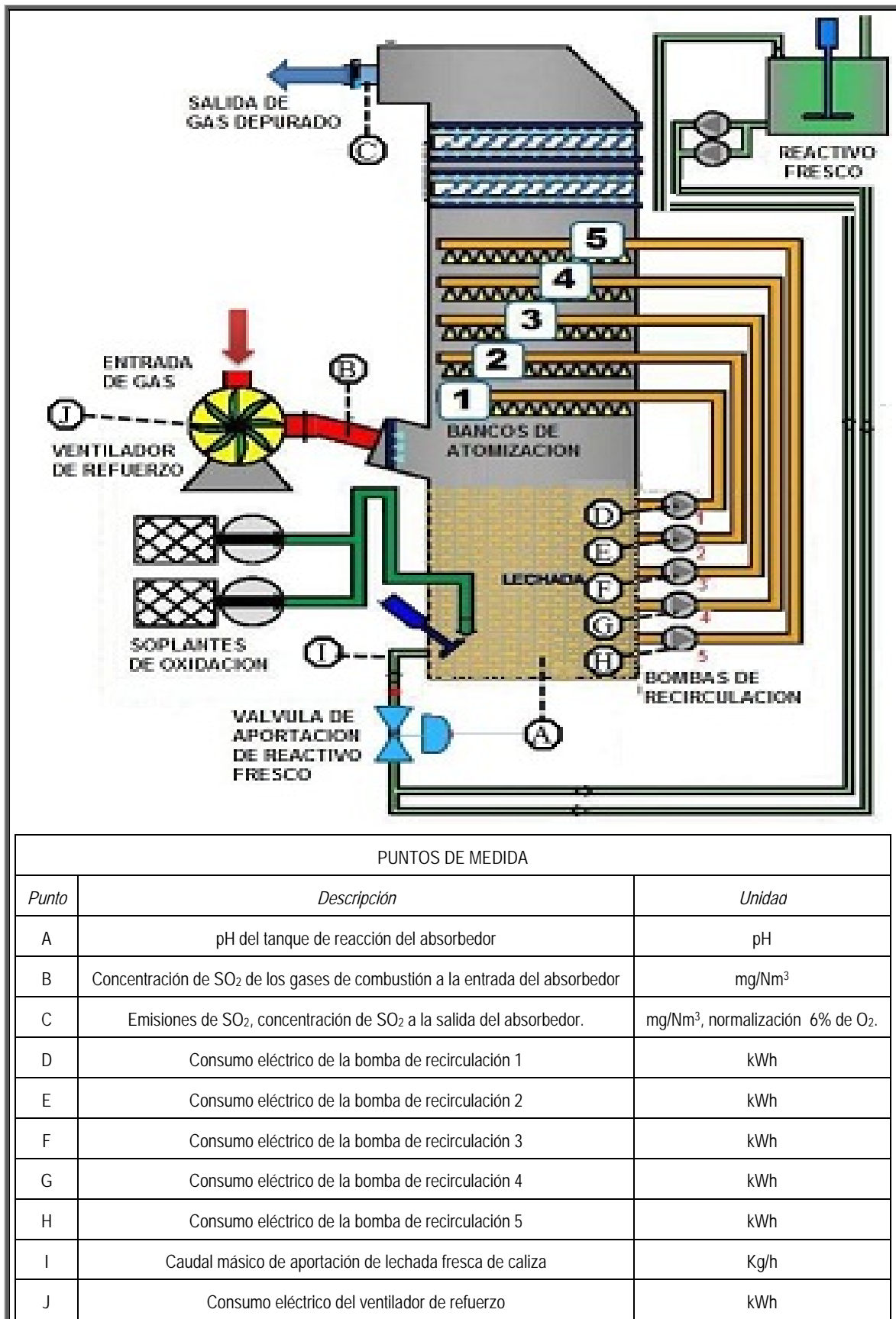


Figura 6.2.1.1. Puntos de medida para el estudio de consumos energéticos y de reactivo

La experimentación se ha realizado durante el funcionamiento normalizado de la instalación, sin que sea afectada ni puesta en riesgo la misma. En este sentido, se han dispuesto los siguientes **factores limitantes**:

- 1.- **El pH no debe ser inferior a 4** en el tanque de reacción del absorbedor para no dañar los conductos y tanques metálicos.
- 2.- **Las emisiones de SO₂ no pueden rebasar** el Valor Límite de Emisiones que marca la ley, **400 mg/N m³** de SO₂ al 6% de O₂, (España, Orden Pre/77/2008).

Para evaluar la influencia de las variables relevantes, en el funcionamiento de la planta, se han diseñado diversos conjuntos de experimentos recogidos en la tabla 6.2.1.1, En primer lugar se evalúan la influencia del caudal de líquido L, el tiempo de contacto y el pH, de forma independiente, en los experimentos 1 a 5. A continuación, en el conjunto de experimentos 6, se ha estudiado la influencia de la relación L/G, lo que produce una modificación de la potencia eléctrica generada en la planta, ya que se altera el caudal de gases de combustión (G). Finalmente se ha procedido al estudio conjunto de la influencia de todas las variables de estudio seleccionadas sobre la eficacia de la planta y sobre la potencia eléctrica consumida en el absorbedor (conjunto de experimentos 7).

Tabla 6.2.1.1. Diseño de experimentos para el estudio de consumos eléctricos y de reactivo							
DENOMINACIÓN	OBJETIVO	pH	Emisiones de SO ₂	Número Bombas (L)	Combinación de bombas (Tiempo de contacto)	Potencia del ventilador de refuerzo (VR)	Caudal de gases de combustión (G)
Experimentos 1 y 2	Influencia del caudal de líquido recirculado sobre las emisiones de SO ₂ y el consumo de potencia eléctrica del sistema.	n. d.	Variable	Variable	Variable	Variable	Constante
Experimento 3	Influencia del tiempo de contacto sobre las emisiones de SO ₂ y el consumo de potencia eléctrica del sistema.	n. d.	Variable	Constante	Variable	Variable	Constante
Experimentos 4 y 5	Influencia del pH sobre la eficacia de desulfuración	Variable	Variable	Constante	Constante	Constante	Constante
Conjunto de experimentos 6	Influencia de la relación L/G sobre las emisiones de SO ₂	Constante	Variable	Constante	Constante	Constante	Variable
Conjunto de experimentos 7	Influencia del pH, relación L/G y tiempo de contacto sobre las emisiones de SO ₂ y consumo de potencia eléctrica del sistema	Variable	Variable	Variable	Variable	Variable	Constante

n. d. no determinado

En todos los casos, para evaluar el efecto de las variables estudiadas sobre la eficacia de la desulfuración (η) de los gases de combustión se ha utilizado la expresión siguiente:

$$\eta = \frac{SO_{2 \text{ entrada}} - SO_{2 \text{ salida}}}{SO_{2 \text{ entrada}}} \quad (6.2)$$

Donde $SO_{2 \text{ entrada}}$ y $SO_{2 \text{ salida}}$ son las concentraciones de dióxido de azufre en los gases de combustión y salida del desulfurador respectivamente expresadas en ($\text{mg SO}_2/\text{Nm}^3$).

Para realizar los experimentos se han tenido en cuenta las siguientes variables de control:

- **Control de las bombas de recirculación.**

El cambio de bombas de recirculación es una operación sencilla que se realiza simplemente dando orden de arranque o parada de la bomba que se desee; el sistema de control distribuido (DCS) de forma automática realiza todas las operaciones para ponerlas en servicio o fuera de servicio (apertura y cierre de válvulas, limpieza de conductos, etc.). Por lo tanto L es un control todo / nada, así pues L responde a 5 posibles valores escalonados de caudal de líquido recirculado, dependiendo de si hay 1, 2, 3, 4, ó 5 bombas en funcionamiento simultáneamente, con lo cual L sólo puede tomar los valores de (según fabricante, ver también tabla 4.1.2.1. M&M):

- 7.000 m^3/h
- 14.000 m^3/h
- 21.000 m^3/h
- 28.000 m^3/h
- 35.000 m^3/h

- **Control del ventilador de refuerzo.**

La función de este ventilador es suministrar al gas de combustión la energía necesaria para vencer la pérdida de carga de la torre de absorción. El DCS posee un lazo de control para tal efecto que permite fijar al operador un punto de consigna para la presión en la aspiración del mismo. El variador de velocidad del motor del ventilador, de forma automática, adaptará la velocidad de giro para mantener la presión de consigna. Mientras más negativa sea la

presión de aspiración se demandara más esfuerzo al ventilador, lo que se traducirá en un mayor consumo energético y así se vencerá más fácilmente la contrapresión del absorbedor. La regulación no es todo / nada como ocurría en las bombas de recirculación, sino que puede tomar cualquier valor dentro de un rango. Normalmente los rangos de trabajo seguros para que el gas fluya por la columna sin que se inunde ni afecte a la depresión de caldera deben estar comprendidos entre -30 y -10 mm.c.a. en la aspiración del ventilador.

- **Control de la dosificación de lechada fresca de caliza.**

Se han previsto dos válvulas de aportación de reactivo fresco (una en servicio y otra en reserva) para realizar éste control. El operador fija un punto de consigna de pH para el cárter del absorbedor. La sonda de medida envía al controlador un valor de pH que se compara con el prefijado, en función del error que detecte se actúa sobre la apertura de la válvula, con lo que se modifica el caudal másico de lechada fresca.

Nota: ver figuras 4.1.2.7.3 del Capítulo M&M, y 6.2.1.1 del presente capítulo.

6.2.2.- Influencia del caudal de líquido recirculado

El objetivo es evaluar la influencia del caudal de lechada de caliza recirculada (L) sobre la eliminación de SO₂ y el consumo de potencia eléctrica del sistema como se indicó en la tabla 6.2.1.1; para ello se mantienen constantes tanto el pH del tanque del absorbedor como el caudal de gases a tratar, modificando solamente el número de bombas puestas en funcionamiento de forma simultánea.

Se han diseñado dos experimentos (experimentos 1 y 2) para poder cuantificar dicha influencia. En ambos experimentos se ha partido de un estado estacionario inicial; seguidamente se ha cambiado el número de bombas de recirculación puestas en funcionamiento de forma simultánea, en consecuencia, al cabo de un tiempo, se ha alcanzado otro estado estacionario final. Los valores promedios de los datos tomados en ambos estados estacionarios (inicial y final) permiten cuantificar las diferencias entre los dos regímenes de funcionamiento.

En el experimento 1 se parte de dos bombas simultáneas en servicio (1-2) y se aumenta L poniendo 4 bombas simultáneas en servicio (1-2-3-4), pasando de 14.000 L/h a 28.000 L/h, ya que cada bomba dosifica 7.000 L/h.

En el experimento 2 se parte de tres bombas simultáneas en servicio (1-2-3) y se disminuye L parando una de ellas, dejando dos en funcionamiento de forma simultánea (1-2), variando el caudal de 21.000 L/h a 14.000 L/h.

En un absorbedor de SO₂, dentro de las variables más fácilmente manipulables se encuentra el caudal de líquido L (Gerbec, 1995). En el sistema estudiado, se ha modificado el número de bombas puestas en funcionamiento simultáneamente, manteniendo tanto el pH del tanque del absorbedor como el caudal de gases a tratar. En este sentido un aumento de dos (1-2) a cuatro bombas (1-2-3-4), conduce a una inmediata reducción de la concentración de SO₂, como se recoge en la figura 6.2.2.1 A, donde se muestra la evolución de las variables de estudio. Y, como cabía esperar, una reducción en el caudal de líquido, concretamente el correspondiente al funcionamiento de una bomba (1-2-3 a 1-2), incrementa la concentración de este contaminante (figura 6.2.2.1 B). Según Villanueva (2008), la eficacia de estos sistemas es muy dependiente de la concentración de entrada de SO₂ y del pH del tanque del absorbedor, siendo la verdadera limitación la disolución del SO₂. Para ello, cuanto mayor caudal de lechada de caliza recirculada, mayor será la disolución del dióxido de azufre. Es importante utilizar una caliza muy reactiva para acelerar la dinámica del sistema, ya que cuando se trabaja a pH bajo, la baja relación Ca/S disminuye la capacidad de absorción de SO₂.

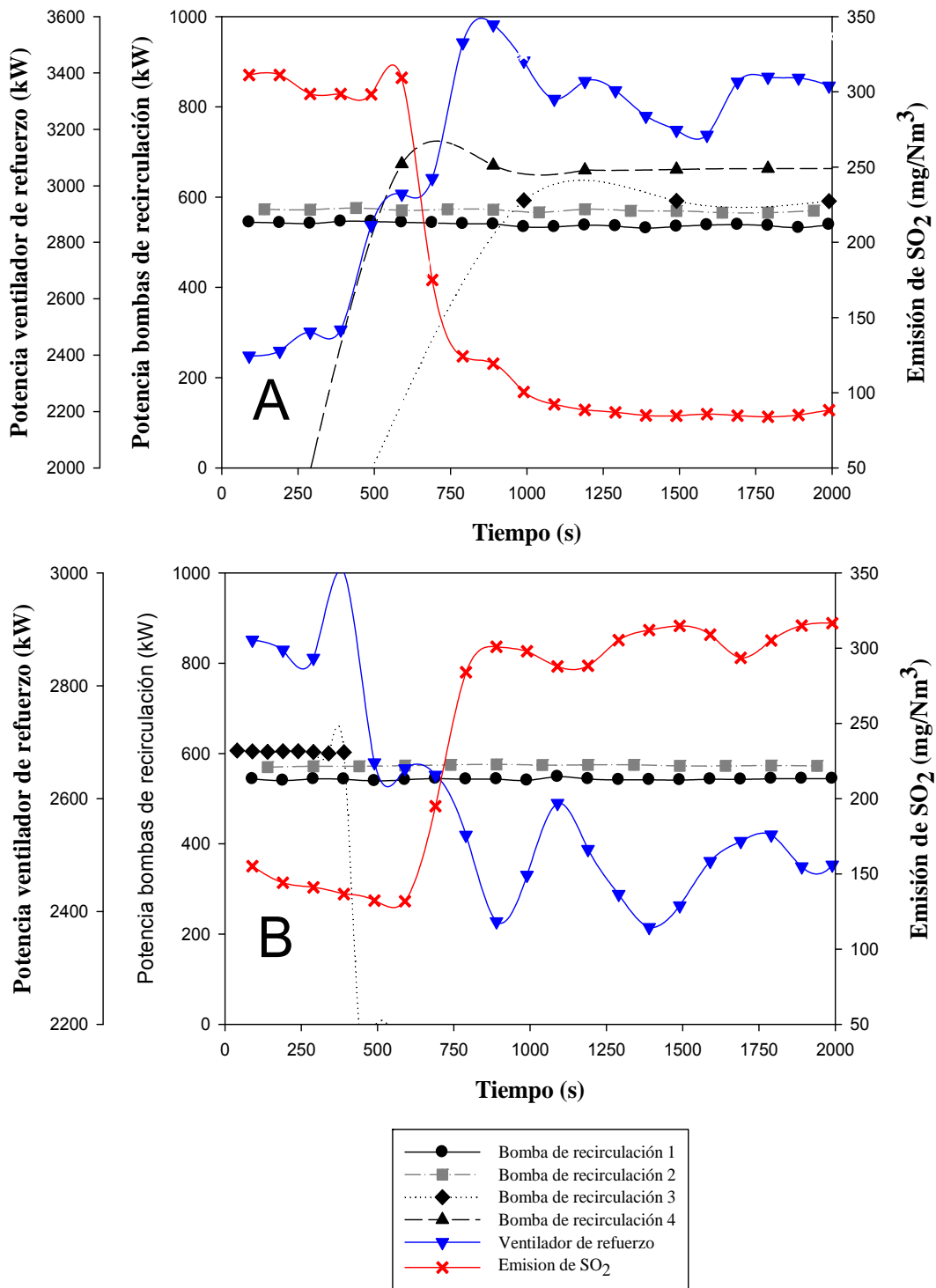


Figura 6.2.2.1 A. Influencia de la elevación del caudal de líquido sobre la concentración de emisión de SO₂ y el consumo eléctrico.

Figura 6.2.2.1 B. Influencia de la disminución del caudal de líquido sobre la concentración de emisión de SO₂ y el consumo eléctrico.

Asociado al número de bombas puestas en funcionamiento existe un consumo de energía eléctrica, al que se le suma la energía consumida por el ventilador de refuerzo. Como es obvio, a mayor número de bombas activas, mayor consumo de energía. Debido a que el caudal de líquido puesto en contracorriente con el gas genera una pérdida de carga, el ventilador de refuerzo consume más energía cuanto mayor caudal de líquido se haga circular por el absorbedor. El variador de velocidad del ventilador, de forma automática, adaptará la velocidad para mantener esa presión.

Tabla 6.2.2.1. Estudio de la influencia de la modificación del caudal de líquido sobre la concentración de emisión de SO₂ y el consumo eléctrico.						
	<i>EXPERIMENTO 1</i>			<i>EXPERIMENTO 2</i>		
	<i>Inicio</i>	<i>Final</i>	Δ (%)	<i>Inicio</i>	<i>Final</i>	Δ (%)
Caudal de líquido recirculado según fabricante "L" (m³/h)	14.000	28.000	+ 100	21.000	14.000	- 33
Emisiones de SO₂ (mg/Nm³, normalizado al 6% de O₂)	303	84	- 72	145	304	+ 110
Rendimiento del absorbedor (%)	84	96	+ 12	92	84	- 9
Sumatorio de consumo de potencias (kW)	3.570	5.718	+ 60	4.614	3.593	- 22
$\frac{\Delta L}{\Delta [SO_2]}$ (m ⁶ / h·mg SO ₂)	- 63,9			- 44,3		
$\frac{\Delta \text{Potencia}}{\Delta [SO_2]}$ (kW·Nm ³ gas / mg SO ₂)	- 9,81			- 6,46		

De conformidad con los datos facilitados por el fabricante y los determinados experimentalmente, en la tabla 6.2.2.1. se recogen las variaciones cuantitativas en el caudal de líquido, concentración de SO₂ y consumos de potencia en ambos experimentos. También se muestran los porcentajes de variación que ofrecen una primera visión cuantitativa del funcionamiento del absorbedor. Condicionados por la operación de la planta, la eficacia de los experimentos 1 y 2 ha sido siempre superior al 80 %. Un aumento del 100 % del caudal de lechada de caliza reduce las emisiones en un 72 %, mientras que una disminución del 33 % del caudal conduce a un aumento del 110 % en la concentración de SO₂ en los gases de chimenea. A la luz de estos resultados, cuando se pretende aumentar la eficacia de la absorción de SO₂ se requiere una mayor variación del caudal de lechada para producir una misma variación en la concentración de SO₂, o lo que es lo mismo, la eficacia marginal decrece con el aumento del caudal. Por ello, y dado que las bombas puestas en funcionamiento son más numerosas, se precisa de mayor potencia eléctrica.

6.2.3.- Influencia del tiempo de contacto.

Manteniendo constante el caudal de lechada de caliza, L, el pH del tanque del absorbedor y el caudal de gases a tratar, se pretende estudiar la influencia de la variación del tiempo de contacto entre el líquido y el gas sobre las emisiones de SO₂ y el consumo de potencia eléctrica del sistema. Esta influencia se puede estudiar utilizando distintas combinaciones de bombas de recirculación, ya que rocían la lechada a distinta altura (véase tabla 4.1.2.1. del Capítulo M&M).

El procedimiento del experimento 3 es análogo al 1 y 2. En este caso se cambia sólo la combinación de bombas simultáneas en servicio (1-3-4) por (1-2-3), en este caso el caudal L no varía, manteniéndose en 21.000 L/h tanto en el estado estacionario inicial como final.

Por motivos de seguridad en los niveles de emisión, momentáneamente coexisten 4 bombas en servicio ya que primero se arranca la n°2 antes de parar la n°4.

En un absorbedor, incluso manteniendo constantes el caudal de lechada de caliza, el pH del tanque y el caudal de gases a tratar, se producen cambios en el rendimiento del mismo si el tiempo de contacto entre el gas y el líquido varía. Como se ha comentado, esta modificación se puede llevar a cabo con distintas combinaciones de bombas, ya que rocían la lechada a distinta altura. Así, la modificación de las bombas 1-3-4 por 1-2-3 reduce el consumo eléctrico (3,6%) pero incrementa las emisiones de SO₂ (12%). (tabla 6.2.3.1 y figura 6.2.3.1 de este capítulo).

Tabla 6.2.3.1. Resultados para el estudio de la influencia de la elevación del tiempo de contacto líquido-gas sobre la concentración de emisión de SO₂ y el consumo eléctrico.			
	<i>EXPERIMENTO 3</i>		
	<i>Inicio</i>	<i>Final</i>	Δ (%)
Caudal de líquido recirculado según fabricante "L" (m ³ /h)	21000	21000	0
Emisiones de SO ₂ (mg/Nm ³ , normalizado al 6% de O ₂)	258	289	+ 12
Rendimiento del absorbedor (%)	87	85	+ 2
Sumatorio de consumo de potencias (kW)	4834	4724	- 2
$\frac{\Delta L}{\Delta [SO_2]}$ (m ⁶ / h·mg SO ₂)	0		
$\frac{\Delta \text{Potencia}}{\Delta [SO_2]}$ (kW·Nm ³ gas / mg SO ₂)	- 3,55		

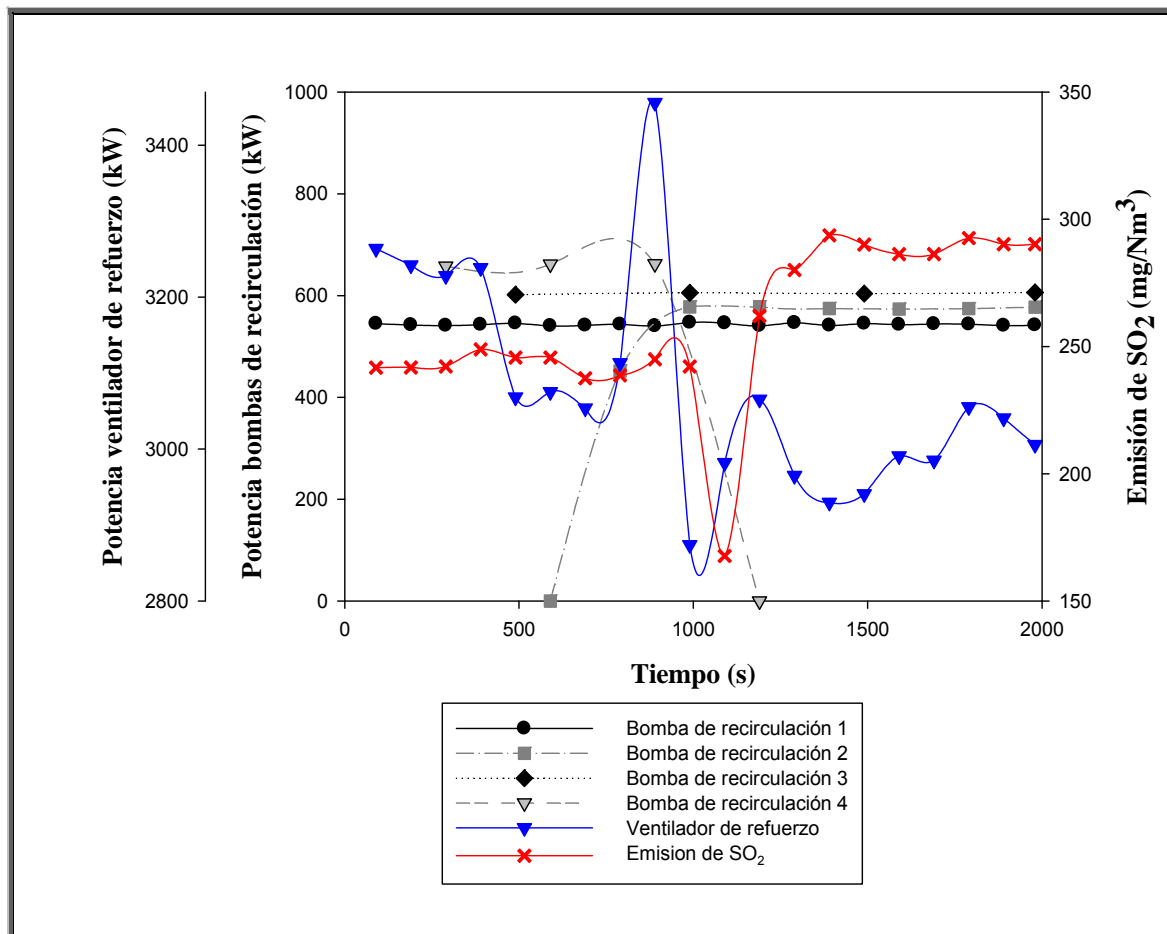


Figura. 6.2.3.1. Influencia de la elevación del tiempo de contacto líquido-gas sobre la concentración de emisión de SO_2 y el consumo eléctrico.

Si se evalúa la modificación de la combinación de bombas, en este caso, una disminución promedio de 1,2 metros en la altura de pulverización del líquido conlleva el incremento de $47 \text{ mg SO}_2/\text{Nm}^3$ en la concentración de gases que abandona el absorbedor. Las gotas de niveles inferiores recorren menos longitud lo que significa un menor tiempo de contacto, disminuyendo la absorción química del SO_2 (Zhong, 2008).

6.2.4.- Efecto del pH.

Se han diseñado dos experimentos (experimentos 4 y 5) donde el objetivo consiste en estudiar la influencia del pH, en el tanque de reacción del

absorbedor, sobre las emisiones sin variar durante la prueba L, G y la concentración de dióxido de azufre a la entrada.

Partiendo de una situación de régimen estacionario inicial, se procede a variar el pH mediante modificación del caudal másico de aportación de lechada fresca de caliza. Tras un estado transitorio, el sistema llega a un nuevo régimen estacionario final, donde el pH y las emisiones se mantendrán estables con otro valor diferente del inicial.

En el caso del experimento 4 se reduce la aportación de lechada de caliza (cierre parcial de la válvula) y en el caso del experimento 5 se aumenta (apertura parcial de la válvula).

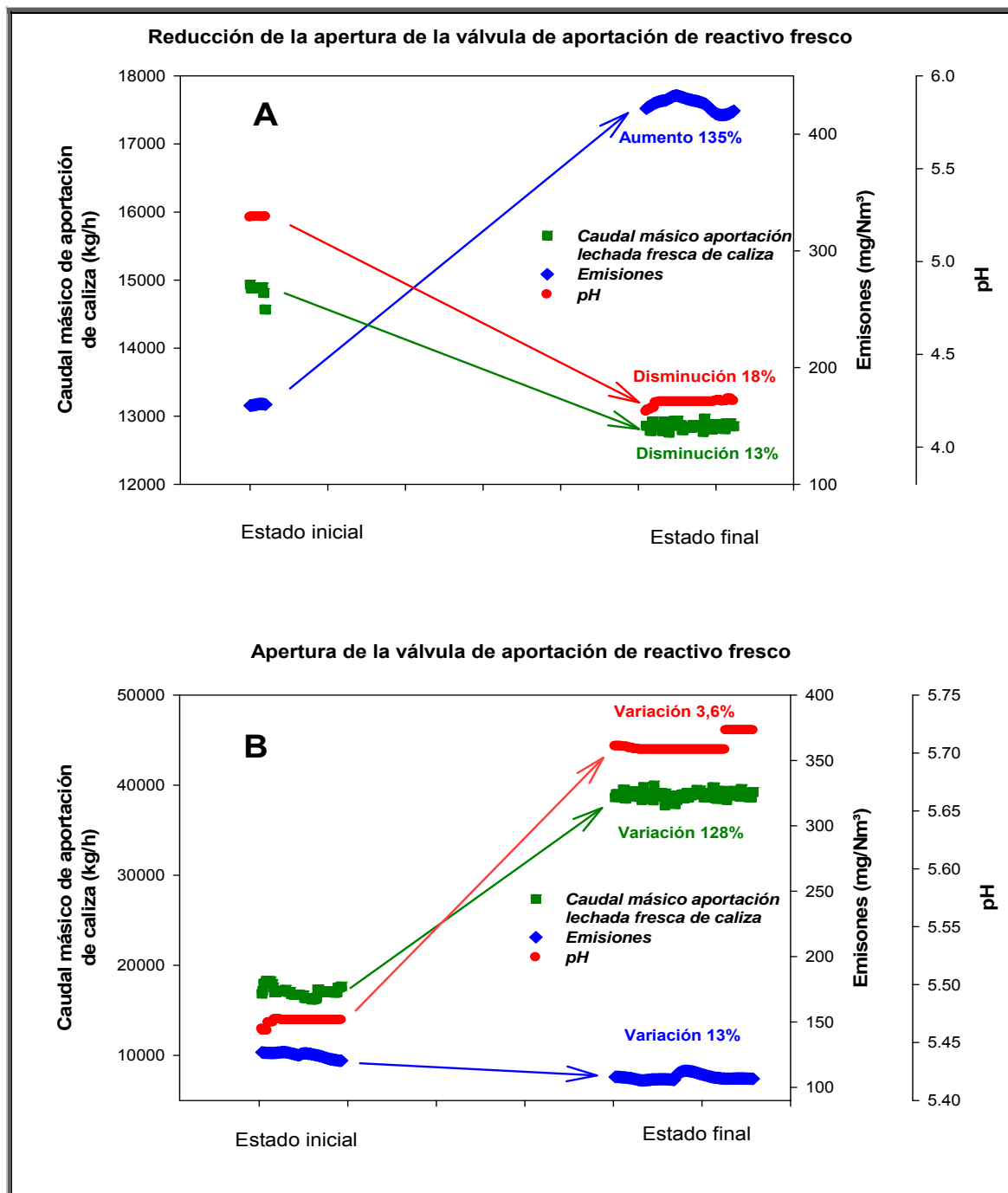
El pH del líquido contenido en el tanque de reacción es la variable principal de control de las emisiones de SO₂ (Srivastava, 2001). La alcalinidad favorece la retención de SO₂, mejorando el rendimiento de desulfuración.

El pH constante en el tanque del absorbedor (fijado como punto de consigna) es independiente del número de bombas en funcionamiento. Como se ha detallado en el diseño del absorbedor, para modificar el pH, el modo de operación incluye añadir al circuito de recirculación de reactivo, lechada de caliza fresca. Debido a que la regulación de la planta no tiene un control lo suficientemente preciso sobre la adición de caliza, para la realización de este experimento la apertura de la válvula de adición se ha realizado manualmente. Normalmente, el absorbedor opera al pH de 5,5 en el tanque de reacción (pH recomendado por el fabricante).

Los datos que se presentan en la tabla 6.2.4.1 corresponden con la generación a la máxima potencia, por lo cual el caudal de gases es el máximo.

Tabla 6.2.4.1. Influencia del pH sobre la absorción de SO₂						
	<i>EXPERIMENTO 4</i>			<i>EXPERIMENTO 5</i>		
	<i>Inicio</i>	<i>Final</i>	<i>Δ (%)</i>	<i>Inicio</i>	<i>Final</i>	<i>Δ (%)</i>
<i>Caudal másico de reactivo fresco al absorbedor (kg/h)</i>	14.851	12.855	- 13	17.054	38.944	+ 128
<i>pH del tanque de reacción del absorbedor (pH)</i>	5,23	4,25	- 18	5,51	5,73	+ 3
<i>Emisión de SO₂ (mg/Nm³ normalizado al 6% de O₂)</i>	168	395	+ 135	124	107	- 13
<i>Apertura de la válvula de aportación de reactivo fresco (%)</i>	38,6	36,0	- 6,7	41,3	65,7	+ 59
$\frac{\Delta \text{pH}}{\Delta [\text{SO}_2]}$ (Unidades pH·Nm ³ gas / mg SO ₂)	- 0,004			- 0,001		
$\frac{\Delta Q_{\text{lechada}}}{\Delta [\text{SO}_2]}$ (kg·Nm ³ gas / h·mg SO ₂)	- 9			- 1288		

En las figuras (6.2.4.1 A y B) se representan de forma gráfica los resultados del experimento. La (fig. 6.5 A) refleja el comportamiento cuando la válvula de alimentación de caliza se cierra un 6,7 % lo que se traduce en un aumento considerable de las emisiones (135 %) y una disminución del pH. La apertura (fig. 6.5 B) en escalón de un 59 % de la válvula de aportación de reactivo fresco, supone un aumento excesivo del consumo del mismo y en cambio las emisiones solo se disminuyen en un 13 % debido a que el pH se modifica, al alza, únicamente un 3,6 % .



Figuras 6.2.4.1 A y B: Efecto del consumo de reactivo sobre el pH.

Analizando los resultados se observa que, al disminuir el pH, la variación en la concentración de SO₂ es prácticamente cuatro veces mayor que el del proceso inverso. Este resultado en su aspecto cualitativo era esperado ya que, en la lechada recirculada, se agota la caliza en suspensión al reaccionar con el SO₂ cuando se reduce el aporte de reactivo fresco. Por ello, para elevar la eficacia del absorbedor, se debe aumentar el pH mediante el aporte de caliza fresca. En la bibliografía se recoge que la subida del pH no es lineal con el caudal de caliza fresca adicionada al sistema, inclusive se menciona como el pH requiere de un tiempo de adaptación para alcanzar un nuevo estado estacionario (Zhong, 2008).

Realmente existe un compromiso entre el grado de desulfuración y la caliza residual presente en el yeso que abandona el tanque del absorbedor. Esta caliza residual eleva el coste del proceso ya que, lógicamente, proviene de la adición de lechada fresca (Kiil, 1998).

La aportación de caliza fresca está directamente relacionada con el pH; en las Figuras 6.2.4.1 A y B, bajo el régimen de funcionamiento habitual de la planta desulfuradora (3 bombas de recirculación de forma simultánea en servicio y pH comprendido entre 5,6 y 4,7), se pueden observar diferencias notables entre un consumo alto de reactivo, subiendo el pH, para minimizar las emisiones (Figura 6.2.4.1.B) y un consumo bajo de reactivo, una disminución del pH más acusada que la subida y, sobre todo, una importante elevación de la concentración de emisiones. Es decir, es muy importante regular apropiadamente la aportación de caliza fresca para adecuar el valor del pH de la lechada en el absorbedor. Desgraciadamente, la regulación de dicha válvula no es posible con el grado de precisión deseable, por lo que solo se utiliza, en el modo habitual, el rango de 11.000 a 18.000 kg/h aproximadamente, cuando es posible añadir hasta 45.000 kg/h.

Aunque es cierto que el pH se mantiene estable con esta regulación manual, y en consecuencia las emisiones se encuentran controladas, pudiéndose relacionar pH con eficacia de desulfuración, no es posible obtener resultados precisos para relacionar el caudal másico con el pH.

6.2.5.- Efecto de la relación L/G.

Se han diseñado el conjunto de experimentos 6 con el objetivo es estudiar cómo afecta a las emisiones una variación del cociente [L/G], modificando el caudal de los gases de combustión (ver tabla 6.2.1.1.).

En primer lugar se estudia la proporcionalidad entre el caudal de gases de combustión y la potencia generada por el alternador de la Central Térmica.

Aprovechando la variación de la demanda de producción de energía que Red Eléctrica Española exige a la Central Térmica cada hora, se han realizado distintas mediciones del caudal de gases producido para cada valor de producción. El funcionamiento habitual de esta instalación es en carga máxima (330 MW), pero en diversas ocasiones, por el funcionamiento del mercado eléctrico español, se requiere una menor generación energética de la Central, que se traduce en un menor consumo de carbón y por lo tanto en una menor producción de gases de combustión, teniendo como límite inferior 160 MW.

Nótese que son conjuntos de experimentos, porque se realizan varios ensayos con el mismo procedimiento pero en días distintos, donde las situaciones de partida pueden ser ligeramente diferentes de un experimento a otro en cuanto a la concentración de SO₂ de entrada. El carbón nacional que se utiliza en la Central, aunque fue relativamente homogéneo en la fecha en la que se realizaron estos experimentos, dependiendo del punto de extracción en la mina, puede tener contenidos en azufre ligeramente diferentes.

En la central térmica objeto de estudio, el funcionamiento habitual del absorbedor incluye operar con tres bombas de recirculación, independientemente del caudal de gases a tratar. Obviamente, los resultados obtenidos en el rendimiento de desulfuración no son los mismos. Al operar la central a menos carga, al menos se modifican el caudal de gases, la relación líquido/gas, el tiempo de contacto y la potencia consumida por el ventilador de refuerzo, siempre que se mantenga el pH prefijado para el tanque de reacción del absorbedor. Debido a la demanda de Red Eléctrica Española (REE), en algunas ocasiones se opera a una potencia intermedia, por lo que, al quemar menos carbón, se genera menor caudal de gases de combustión. En la figura 6.2.5.1 se recogen los valores del caudal de gases (G, Nm³/h) para potencias eléctricas que oscilan entre 160 y 340 MW. Para este rango de operación, G se encuentra en el rango de 600.000 a 1.100.000 Nm³/h. Dado que la producción de gases es directamente proporcional a la potencia eléctrica generada se puede establecer como factor de proporcionalidad 2600 Nm³/h cada MW producido.

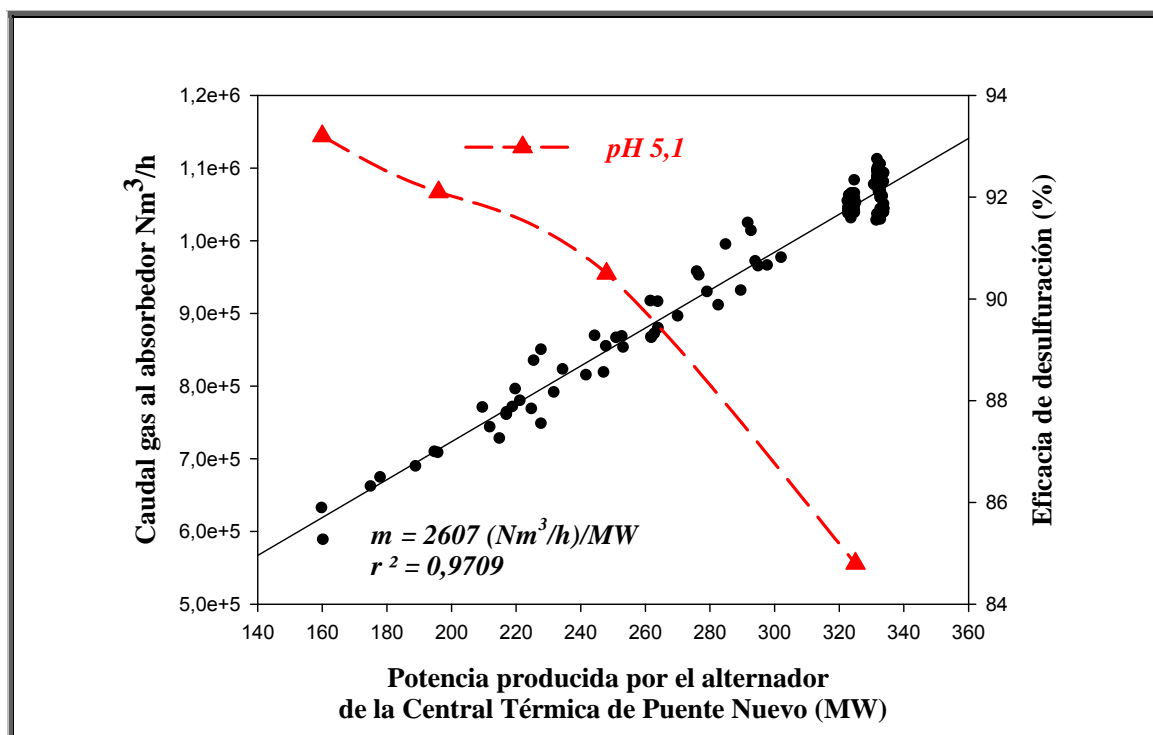


Figura 6.2.5.1. Evolución del caudal de gases de combustión y rendimiento de la planta desulfuradora con la potencia eléctrica generada por la C. T. Puente Nuevo para un pH y caudal de lechada de caliza constante.

Si no se modifica en la operación la relación aire/combustible, el caudal de gases es proporcional a la potencia, pero la concentración de SO₂ en los gases no varía. Por lo tanto, sin variar el pH ni la combinación de bombas de recirculación, la diferencia de rendimientos del absorbedor radica en la modificación de la relación L/G cuyos valores se recogen en la tabla 6.2.5.1.

Tabla 6.2.5.1. Resultados para el estudio de la influencia de la relación L/G				
	CONJUNTO DE EXPERIMENTOS 6			
Potencia eléctrica (MW)	330	248	196	160
Eficacia de desulfuración (%)	84,8	90,5	92,1	93,2
Potencia eléctrica consumida por el ventilador de refuerzo (kW)	2.907	1.748	1.355	911
Potencia eléctrica total consumida en el absorbedor (kW)	5.464	3.456	3.063	2.619
Relación L/G (L/Nm ³)	20	26	30	34

.De los resultados de la tabla 6.2.5.1, se puede deducir que en el intervalo estudiado se produce una reducción del 52 % en el consumo de energía del absorbedor, debido a la reducción de trabajo ejercido en el ventilador de

refuerzo, al mover un caudal de gases inferior. La relación L/G en este rango de trabajo oscila entre 20 y 34 consiguiendo un rendimiento en la desulfuración en el rango de 85 a 93 % aproximadamente (figura 6.2.5.1). Diversos autores realizan estudios con relaciones L/G comprendidas entre 9 y 22 en sus estudios predictivos, coincidiendo todos ellos en el aumento de eficacia al aumentar la relación L/G (Zhao, 2007, Zhong, 2008).

6.2.6.- Efecto de la modificación simultánea de la razón L/G, pH y tiempo de contacto.

La modificación de la relación L/G no sólo es posible actuando sobre el caudal de gases, sino que en la central de Puente Nuevo también se puede actuar sobre el caudal de lechada recirculada o ambos caudales simultáneamente.

En este sentido se han diseñado el conjunto de experimentos 7 donde el objetivo es estudiar cómo se afectan las emisiones de SO₂ (cuantificado a través del rendimiento de desulfuración) y el consumo de potencia eléctrica al variar el pH, relación L/G y tiempo de contacto de forma simultánea.

El procedimiento seguido en cada experimento es el siguiente:

- a) Se ha puesto en régimen estacionario una combinación de bombas de recirculación y la central trabaja a máxima potencia (L/G constante). Esto supone un consumo eléctrico de estas bombas y del ventilador de refuerzo constante para todo el ensayo.
- b) Se ha fijado un punto de consigna de pH en el absorbedor y se ha esperado hasta la consecución de un estado estacionario del mismo y de la concentración de SO₂ a la salida del absorbedor (la concentración de SO₂ de entrada es constante en toda la prueba).
- c) Se han tomado los datos de pH, consumos eléctricos y concentraciones de SO₂ a la entrada y a la salida del absorbedor cada 10 segundos durante todo el estado estacionario y se ha calculado el promedio de los mismos.
- d) Se han realizado las operaciones b) y c) con distintos puntos de consigna de pH. Esto supone varios experimentos (uno por cada valor de pH fijado para la misma combinación de bombas).
- e) Se ha cambiado a otra combinación de bombas de recirculación y se han repetido los pasos anteriores.

Para modificar L/G, se han realizado 5 experimentos (A, B, C, D y E) con varias combinaciones de bombas de recirculación en funcionamiento simultáneo, bajo el procedimiento anteriormente descrito, como se resume en la tabla 6.2.6.1:

Tabla 6.2.6.1. Combinaciones de las diferentes bombas de recirculación / niveles de atomización					
<i>CONJUNTO DE EXPERIMENTOS 7</i>	A	B	C	D	E
Bomba de recirculación 1 / 1^{er} banco de atomización	+	+	+	+	+
Bomba de recirculación 2 / 2^o banco de atomización	+	+	-	-	+
Bomba de recirculación 3 / 3^{er} banco de atomización	-	+	+	+	+
Bomba de recirculación 4 / 4^o banco de atomización	-	-	+	-	+
Bomba de recirculación 5 / 5^o banco de atomización	-	-	-	+	-
Nota: + Bomba en operación; - Bomba fuera de operación					

Es necesario mencionar que, debido a las limitaciones establecidas en las emisiones de SO₂, los experimentos con 2 bombas de recirculación y los datos resultantes de baja aportación de lechada de caliza fresca son menos numerosos, simplemente por lo arriesgado de la operación a escala real. A bajo pH, se rebasa rápidamente el VLE y dada la inercia de la planta es prácticamente imposible recuperar este valor límite rápidamente con tan bajo caudal de caliza recirculada. En el mismo sentido, los datos del experimento E también son menos números, porque la operación con 4 bombas ofrece mucha contrapresión sobre el ventilador de refuerzo, llevando al límite su capacidad y poniendo innecesariamente a la planta en un riesgo de pérdida de funcionamiento por la activación de las protecciones de seguridad de dicho ventilador (sobrecarga).

De manera general se puede observar (figura 6.2.6.1) que al aumentar el pH aumenta la eficacia en la desulfuración de los gases de combustión. La presencia de mayor concentración de caliza aumenta la concentración de Ca²⁺ libre lo que favorece la formación de CaSO₃, que posteriormente será retirado como CaSO₄. En la eliminación del SO₂ en este tipo de sistemas, un valor de referencia para la relación molar Ca/S está comprendida entre 0,977 y 1,008 para un rango del pH de 4,6 a 5,0 (Gutiérrez, 2006).

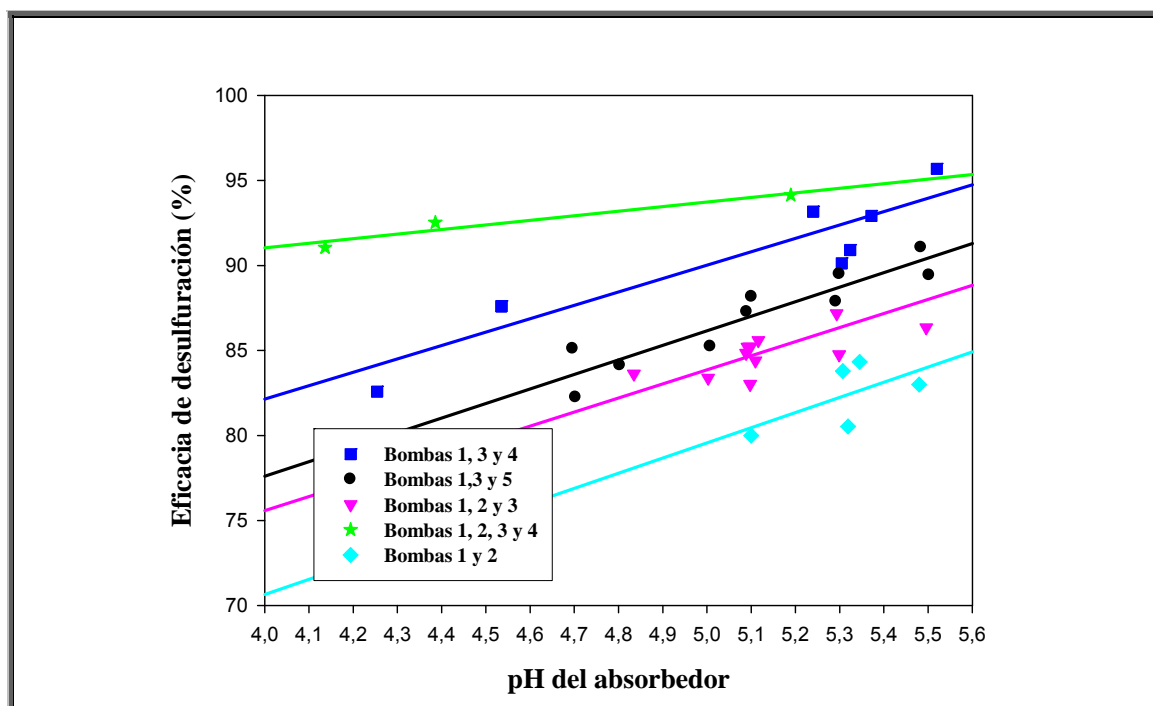


Figura 6.2.6.1. Conjunto de experimentos 7. Influencia sobre la eficacia de desulfuración del caudal L y tiempo de contacto a distintos valores de pH .

A la vista de la evolución de la eficacia con el pH , para la operación con dos rociadores, a pH 4 su valor es del 71 %, con lo que se puede rebasar fácilmente el VLE para la combustión de carbones españoles con porcentajes de azufre similares a los de la tabla 4.2.1.1 del capítulo Materiales y Métodos. Por el contrario, en el extremo opuesto se encuentran los resultados con cuatro bombas, donde, para las mismas condiciones, la eficacia es superior al 90%.

La eficacia del absorbedor se puede aumentar incrementando el pH y aumentando la relación L/G (Gutiérrez, 2006), lo cual se puede alcanzar reduciendo el número de bombas e incrementando la aportación de lechada de caliza fresca al tanque del absorbedor. Trabajar a pH superior a 5,5 supone un coste de reactivo fresco innecesario ya que la planta actualmente tiene margen de actuación modificando cualquier otra de las variables. Véase en la figura 6.2.6.1 como la eficacia oscila del 84 al 96 %, operando con dos y cuatro bombas. Además, para elevar la eficacia del absorbedor es necesario aportar mucha más lechada de caliza fresca que para bajarlo, como ya se puso de manifiesto en el apartado 6.2.4.

Los experimentos con el mismo número de bombas, pero distinta combinación, tienen evoluciones prácticamente paralelas para la eficacia de la eliminación de SO_2 , debido a que la única modificación es el tiempo de contacto líquido-gas, de forma que a mayor altura promedio de la atomización de la lechada mayor eficacia. Por ello, para obtener una misma eficacia, con idéntico caudal de

líquido, se puede operar o a menor pH, con mayor tiempo de contacto, o a menor altura y mayor aportación de lechada de caliza fresca que eleve el pH.

Finalmente, para un pH constante, al aumentar el número de bombas (ascenso vertical en la gráfica), aumenta el caudal de líquido y por lo tanto la relación L/G generando un aumento de la eficacia de la desulfuración. El inconveniente radica, como anteriormente se ha mencionado, en el aumento de consumo de potencia en la unidad de desulfuración.

Hay que resaltar que la eficacia en las combinaciones de bombas 1-3-4 y 1-3-5 están invertidas debido a que interviene otra variable no mencionada hasta ahora: el tamaño de gota. La menor superficie específica de la combinación 1-3-5 hace que la desulfuración sea menos eficaz en este caso, de conformidad con lo establecido en la bibliografía (Neveux, 2011, Dou, 2009). Aunque la bomba 5 según fabricante tiene mayor potencia que la 4, experimentalmente se ha comprobado que la de mayor altura consume menos potencia (tabla 5.1.7.1 del capítulo Resultados) debido a que los rociadores de este banco de atomización son ligeramente diferentes a los de los restantes bancos, produciendo menor pérdida de carga por dosificar el caudal con un tamaño promedio de gota superior a las restantes. Esta disposición viene establecida desde el diseño e instalación del módulo de desulfuración en la central térmica.

En cada banco de atomización se distribuyen dos tipos de rociadores para que cubran toda la superficie circular de cada nivel de distribución. El tamaño de gota generado depende del pulverizador seleccionado, como puede observarse en la figura 6.2.6.2. Por ejemplo, el tamaño de gota que coincide con el percentil 50 de la distribución de tamaños tiene un diámetro comprendido entre 2.155 y 2.755 μm . Los bancos 1 a 4 incluyen los rociadores tipo 1 y 2, siendo del tipo 3 y 4 los que componen el nivel 5.

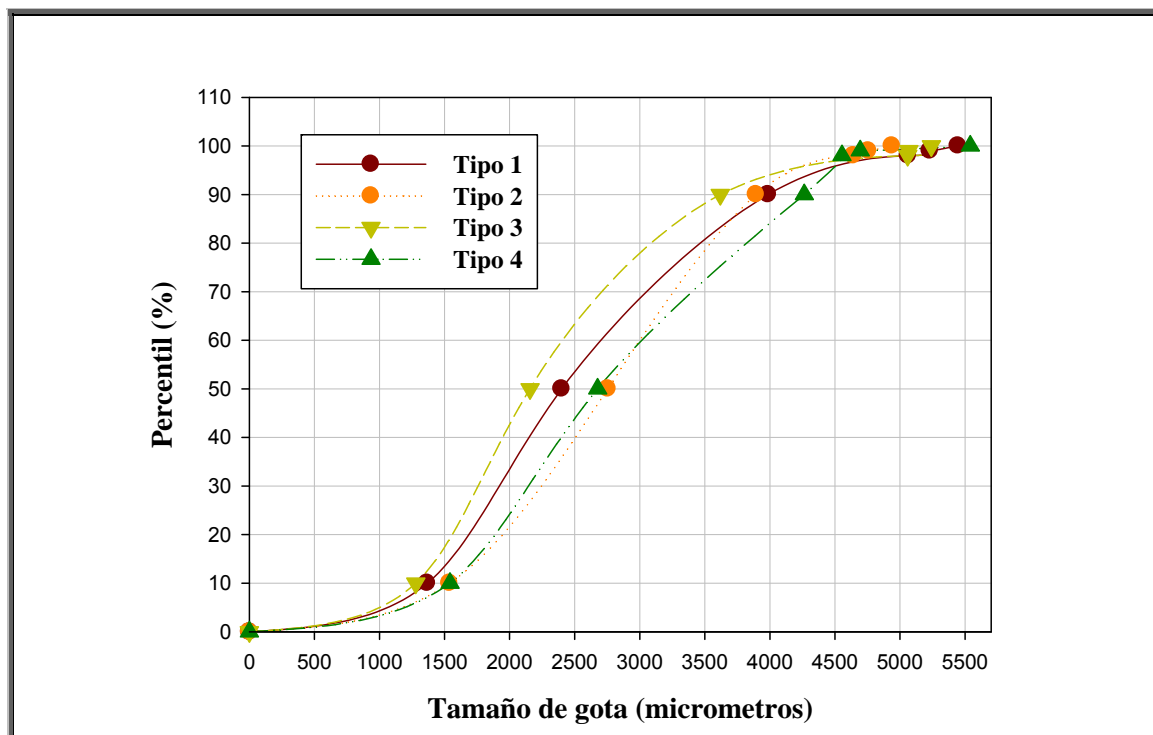


Figura 6.2.6.2. Distribución acumulada del tamaño de gota de los rociadores de lechada de caliza

Basándose en los resultados obtenidos en el conjunto de experimentos realizados, se puede seleccionar el modo de operación más adecuado para no rebasar las limitaciones de concentración límite de SO_2 y pH limitante para la evitar la corrosión. El problema fundamental, a escala real y en la planta estudiada, es la imposibilidad de medición del caudal real de líquido dosificado por las bombas y niveles de rociado. El caudal de líquido recirculado, además es un valor poco operativo de medir en este caso, debido a que los caudalímetros en tuberías de gran tamaño y con líquidos corrosivos, con multitud de partículas en suspensión, son caros y requieren mucho mantenimiento.

A efectos de controlar un proceso por parte de un operador, observar el consumo eléctrico de los motores de las bombas de recirculación es suficiente y mucho más económico que controlar "L". Además y dado que se dispone de medidores de potencia consumida en todos los equipos, se propone modificar la gráfica 6.2.6.1 sustituyendo la denominación de cada línea (actualmente en función del número de bombas) por la relación entre los consumos de potencia asociados a la impulsión del líquido y aspiración del gas y la potencia eléctrica generada en la planta, correspondiente con un caudal proporcional de gases (Figura 6.2.6.3). En consecuencia con lo anterior, se propone en este trabajo expresar L/G (L/Nm^3) como el cociente P_L/P_G (kW/MW) obtenido de conformidad con la ecuación 6.3.

$$\frac{P_L}{P_G} = \frac{\sum_1^5 P_{Bi} + P_{VR}}{P_G} \quad (6.3)$$

Donde P_{Bi} es la potencia eléctrica consumida por cada una de las bombas de recirculación, P_{VR} la del ventilador de refuerzo y P_G la potencia generada por la planta.

Una de las ventajas radica en que el ventilador de refuerzo no se suele tener en cuenta en los estudios de desulfuración de gases, los cuales siempre utilizan la variable L referida únicamente al caudal de las bombas de recirculación; sin embargo, más de la mitad de la energía consumida en variar L, la asume el ventilador de refuerzo para vencer la pérdida de carga. También en el caso de tener un mismo número de bombas, la variable L no discrimina entre las que descargan en otros niveles de bancos.

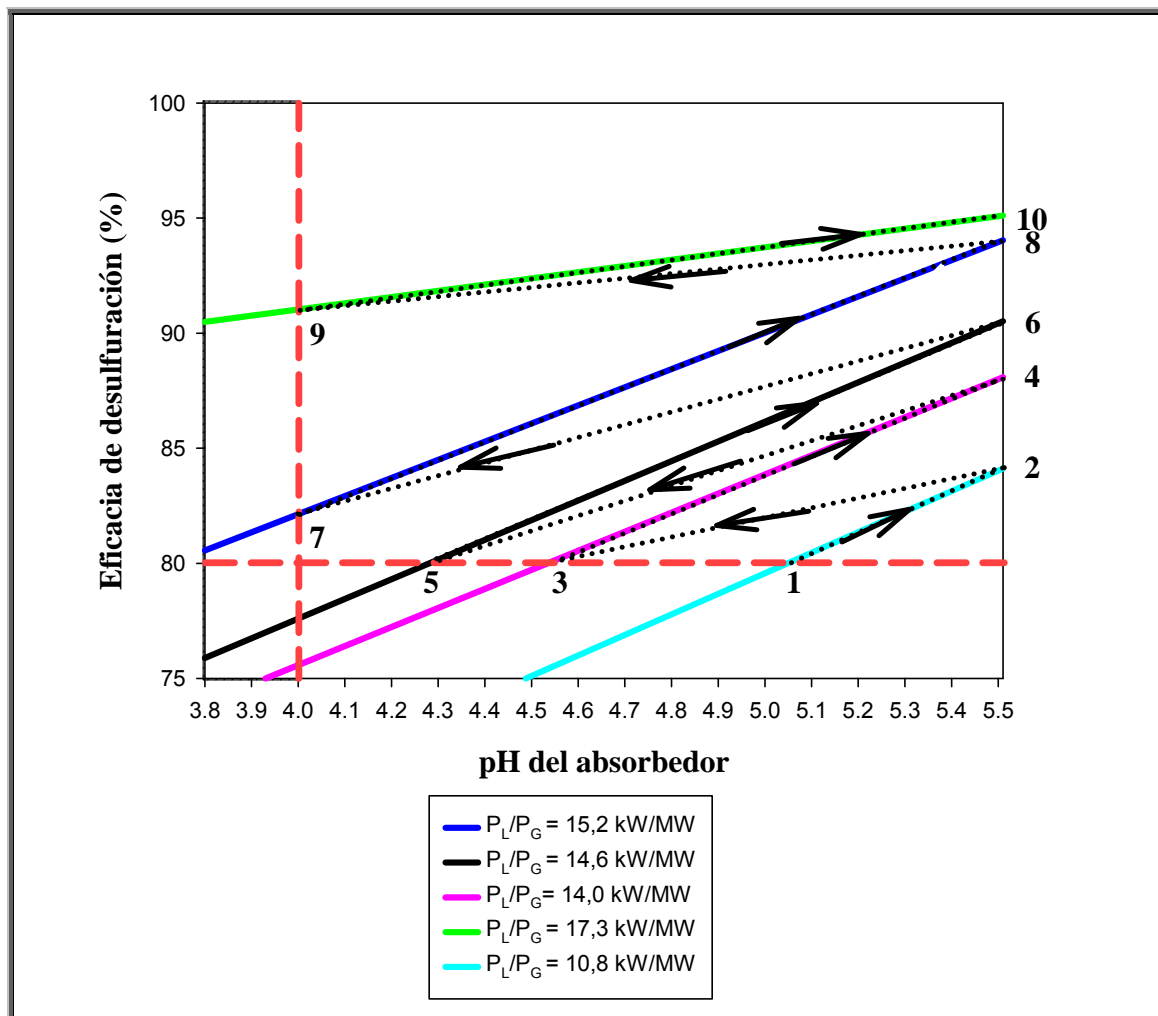


Figura. 6.2.6.3. "Escalera de costes de operación en la desulfuración de los gases de combustión de la Central Térmica de Puente Nuevo"

De esa forma se dispone de una herramienta simple para determinar el modo de operación más económico en función del consumo de potencia y potencia eléctrica producida en cada momento en la planta. En la figura 6.2.6.3 se muestran los distintos valores de P_L/P_G en los casos estudiados, que coinciden con la operación a pleno rendimiento de la Central Térmica de Puente Nuevo (330 MW), que es la situación más habitual de funcionamiento, y por otro lado, la más desfavorable en cuanto a consumos (más volumen de materia tratada), lo que da más valor aun a esta herramienta para esta instalación concreta.

Para cada planta es necesario determinar las líneas de variación de eficacia de desulfuración en función del pH para cada una de las combinaciones de bombas y potencia eléctrica generada en la planta, al ser las pendientes distintas. Como se puede observar en la figura 6.2.6.4 al variar la potencia de la planta entre los extremos permitidos, una variación del pH no provoca la misma variación en el rendimiento.

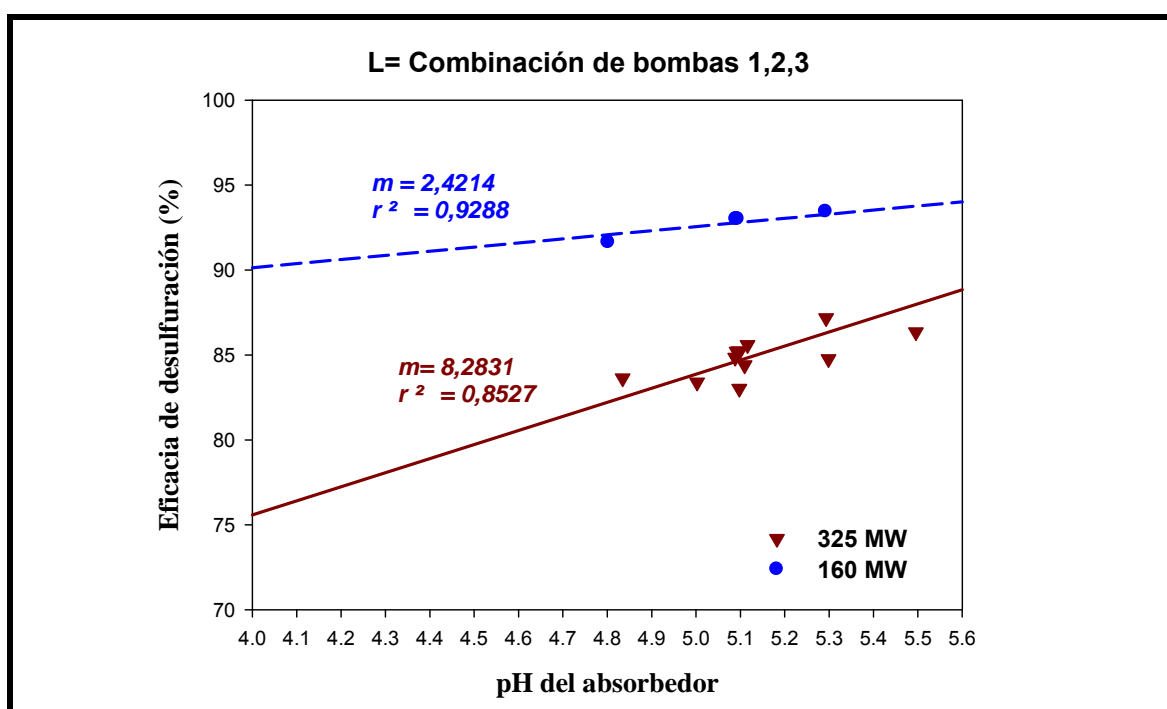


Figura. 6.2.6.4. Eficacia de desulfuración en función del pH con el mismo L y distinto G.

De conformidad con la ecuación 6.2. de la eficacia de desulfuración, para un valor límite de concentración de emisión de SO_2 de 400 mg/Nm^3 , y cuantificada la concentración de entrada a través de los sensores de SO_2 , se puede determinar la eficacia mínima para cumplir con la normativa vigente. Por ejemplo, para una concentración de 2000 mg/Nm^3 , concentración habitual en la C.T. de Puente Nuevo e incluida dentro del rango descrito por otros autores (Gutiérrez, 2006), el rendimiento mínimo, por debajo del cual se sobrepasa el límite legal de emisiones (VLE), será del 80%. Este valor corresponde con la

línea horizontal discontinua de la figura 6.2.6.3 y se desplazará hacia arriba si la concentración de entrada de SO₂ es mayor o hacia abajo si es menor.

Por otro lado, sea cual sea la concentración de SO₂ en los gases de combustión, el pH mínimo (VLpH) es pH=4 por debajo del cual los materiales metálicos de la planta de desulfuración pueden sufrir corrosión (línea vertical discontinua de la figura 6.2.6.3).

En la figura 6.2.6.3, al desplazarse desde el punto 1 al 10 por la línea punteada se produce un aumento de costes, tanto de reactivos en cada una de las líneas correspondientes a un conjunto de bombas determinado, como en consumo de potencia al saltar de una línea a otra. A este gráfico de operación se le podría denominar “**Escalera de Costes del Desulfurador**” y puede ser una herramienta de gran interés para los operadores de la planta.

6.3.- Estudio del consumo de agua en el FGD de la CTPN.

La información que se ha recogido durante la experimentación, ha permitido evaluar la recuperabilidad del agua en los puntos críticos detectados del sistema de agua de proceso y más concretamente en el Subcircuito de Cintas de Filtrado de Vacío. A continuación se evalúa el ahorro de consumo de agua que se consigue al actuar en el circuito de agua del anillo líquido de compresión de las bombas de vacío.

Además, se cuantifica el volumen de agua regenerada que se puede incorporar al circuito de agua de lavado de la tela y lubricación de la cinta, para lo que se ha estudiado a escala de laboratorio el tratamiento del agua residual generada, con el objetivo de que esta vuelva a presentar las características idóneas para su reutilización.

6.3.1. Minimización del consumo de agua del anillo de compresión de las bombas de vacío.

Para conseguir la reducción del consumo de agua en el circuito del anillo líquido de compresión (agua de cierre) de las bombas de vacío se ha realizado un amplio seguimiento en toda la instalación del Subcircuito de Cintas de Filtrado de Vacío y más concretamente en la línea de agua de cierre de las bombas de vacío.

Esta investigación se ha centrado en primer lugar, en el estudio detallado de la instalación, apoyado por la documentación técnica facilitada por la empresa. El estudio se ha centrado en la medición del caudal y la cuantificación de la temperatura del agua, tanto en la entrada de la bomba de vacío como en la descarga de la misma.

Y por último, se ha cuantificado el volumen potencial de ahorro de agua, en función de las actuaciones que se realicen en la instalación, haciendo una estimación económica, social y medioambiental de la misma.

6.3.1.1. Descripción del funcionamiento de la instalación.

En el apartado 4.1.2.8. del Capítulo 4, se comentó que el vacío necesario para realizar el filtrado del yeso se realiza por medio de dos bombas, una por cada cinta de filtrado. Las bombas producen una succión en toda la superficie de la tela.

La bomba (Figura 6.3.1.1.1.) está constituida por un rotor de paletas, el cual gira libremente, sin entrar en contacto con las partes metálicas del cuerpo cilíndrico de la misma que tiene el eje excéntrico respecto al eje del rotor. Por el interior del cuerpo de la bomba circula un anillo líquido (agua de cierre de la bomba de vacío).

Durante la rotación el anillo líquido, a causa de la excentricidad entre los ejes, generará unos huecos de volumen creciente - decreciente, los cuales, conectados con las bocas, crean un transporte de gas o aire continuo y sin fluctuaciones. Prácticamente para cada vuelta, existe una fase de aspiración, una de compresión y una de descarga.

Durante el funcionamiento de la bomba de vacío, hay que dejar que el líquido de compresión llegue continuamente a la misma, para descargar el calor de compresión, que es transmitido en su mayoría al líquido. La temperatura de salida del agua de cierre viene dada, de forma aproximada, por la expresión 6.3.

$$T_S = T_E \left(\frac{P_S}{P_E} \right)^{\left(\frac{k-1}{k} \right)} \quad (6.3)$$

Donde :

T_S es la temperatura de salida, T_E la de entrada, P_S y P_E las presiones de salida y entrada y k el coeficiente de la compresión politrópica.

El agua que forma el anillo líquido (agua de cierre de la bomba) proviene del circuito del Sistema de Agua de Proceso.

Las bombas de vacío descargan el líquido de compresión en el tanque de agua de lavado de la tela, de forma continua. Parte de esta agua se bombea a los pulverizadores para el lavado de tela y a los dispositivos de lubricación de la misma y el resto, mediante el rebose del tanque, alimenta al tanque de recuperación y suspensión. Esto constituye, un aporte continuo de agua al absorbedor, lo cual es negativo en el caso de que esté presente un nivel superior al nivel máximo de trabajo. Este fenómeno provoca la inviabilidad de operación del Subcircuito "Mist Eliminator" del Absorbedor que alimenta a los pulverizadores de agua, cuyo objetivo es prevenir la obstrucción, debido al depósito del material sólido (caliza, yeso y ceniza) en las diferentes etapas del sistema de eliminación de gotas, ya que, en caso que fuera necesario su funcionamiento, aumentaría, aún más, el nivel dentro del Absorbedor.

Actualmente, cuando se dan estas circunstancias de operación, el exceso de fluido respecto al nivel óptimo de operación del absorbedor, se envía al tanque temporal, con un fin diferente al de diseño, como es recoger el volumen de mezcla que existe dentro del absorbedor, en caso de que sea necesario vaciar el mismo por alguna situación de emergencia, mantenimiento o inspección.

Con el objetivo de disponer del sistema de lavado del Demister (dispositivo antibrumas) siempre que sea necesario, utilizar el Tanque Temporal para los fines que fue diseñado y además conseguir un ahorro de agua de la planta, se pretende que el líquido de compresión de la bomba de vacío sea reducido a niveles óptimos de operación y/o tratado como agua de proceso (limpia), en caso de que tras su utilización en la bomba, presente unas características idénticas a la que se toma del embalse.

La bomba vacío con anillo líquido de compresión requiere para su funcionamiento una determinada cantidad de agua, que tiene que ser suministrada por una red de distribución específica (Figura 6.3.1.1.1. pos.1.2). La regulación del agua se obtiene actuando en una válvula apropiada (Figura 6.3.1.1.1. pos. 1.6) y optimizando el funcionamiento de la bomba en las distintas condiciones de proceso acorde con las instrucciones de operación y mantenimiento del instalador. Aguas arriba de las tuberías se aconseja instalar un filtro (pos. 1.1).

El instalador advierte que una cantidad superior de agua de obturación provoca una disminución de volumen aspirado por la bomba y un aumento de absorción de corriente eléctrica; viceversa, con una cantidad inferior, la bomba no alcanza el grado de vacío requerido y si el agua fuera deficitaria, se sobrecalentaría rápidamente con el consiguiente gripado.

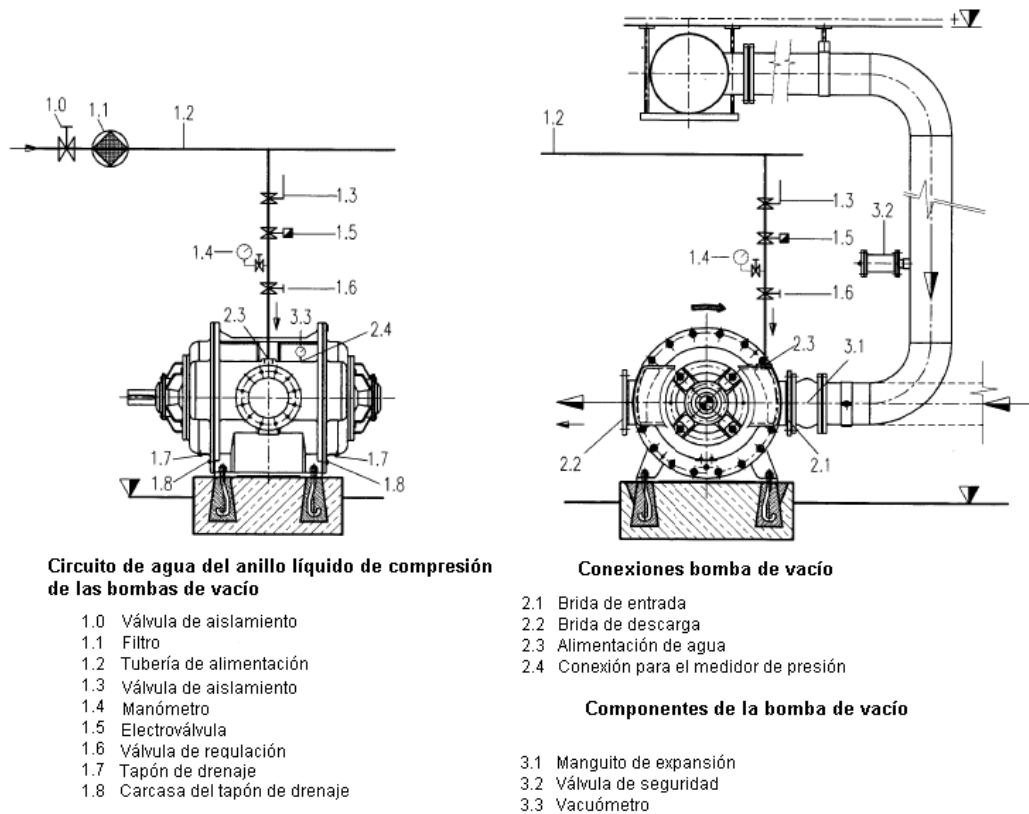


Figura. 6.3.1.1.1.: Elementos de la bomba de vacío (Documentación Técnica TECNPLANT).

En cuanto a la calidad del agua del cierre, el fabricante expone que las características pueden variar según la zona e influir en el correcto funcionamiento y en la duración de la vida de la bomba. Se aconseja efectuar preventivamente un análisis químico para evitar inconvenientes desagradables. Los continuos depósitos de los componentes presentes en las aguas duras, como el calcio y el magnesio, crean en la bomba incrustaciones que pueden provocar su bloqueo. Por lo tanto, se aconseja, en caso de utilizar aguas duras, adoptar una serie de medidas. En nuestro caso, tras la caracterización química, se ha determinado que el agua utilizada es agua blanda (figuras 6.3.1.1.2) por lo que no haría falta seguir las recomendaciones del fabricante.

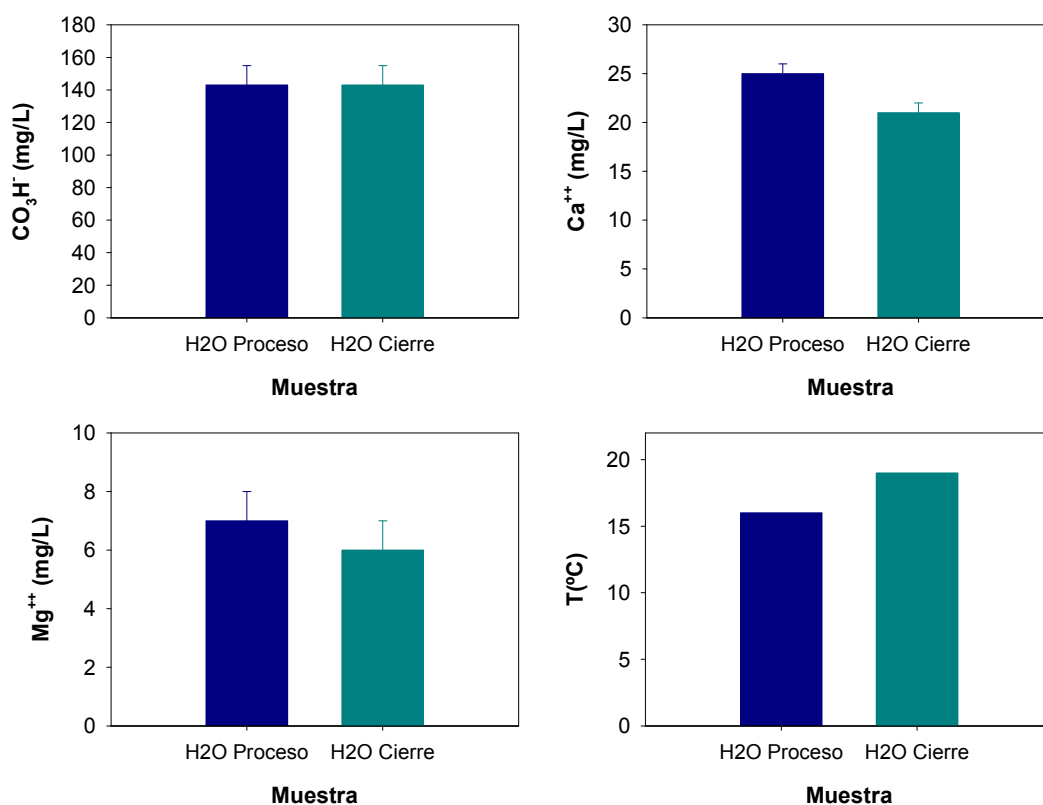


Figura 6.3.1.1.2. Gráficas comparativas de las características químicas relevantes en el agua de cierre de la bomba y agua de proceso.

Hay que exponer que no se han detectado iones de $\text{CO}_3^{=}$, dado el pH del agua, ni en el agua de cierre de la bomba ni en el agua de proceso (agua del embalse).

6.3.1.2. Cuantificación del caudal de agua de cierre de la bomba.

Una vez que se ha determinado que el agua del cierre de la bomba es similar químicamente al agua de proceso (agua del embalse), y por lo tanto posee unas características idóneas para poder ser reutilizada en la planta, se cuantificará el caudal de agua de operación que actualmente está consumiendo la bomba.

Este dato tiene gran importancia en la investigación por dos motivos:

- En primer lugar, permite determinar si la bomba presenta un consumo diferente al que realmente necesita para un funcionamiento óptimo.

- Y en segundo lugar, la cuantificación del volumen de agua de cierre de la bomba, permite realizar la estimación económica, social y medioambiental que supondría la reducción del consumo de agua. Este estudio de costes se tratará posteriormente.

A continuación se ilustra un gráfico donde se pueden observar los puntos donde se han cuantificado los caudales de la instalación del agua de cierre de las bombas de vacío (Figura 6.3.1.2.1). Los valores de estos caudales son los que se recogen en la tabla 6.3.1.2.1.

Tabla 6.3.1.2.1. Estadillo de la medición del caudal de agua de cierre de la bomba.					
Punto	Φ_{ext} (mm)	Espesor (mm)	Material	Recubrimiento	Caudal (m ³ /h)
1A	88,9	5,49	Fe	Pintura	38,4
1B	141,3	6,55	Fe	Pintura	38,4

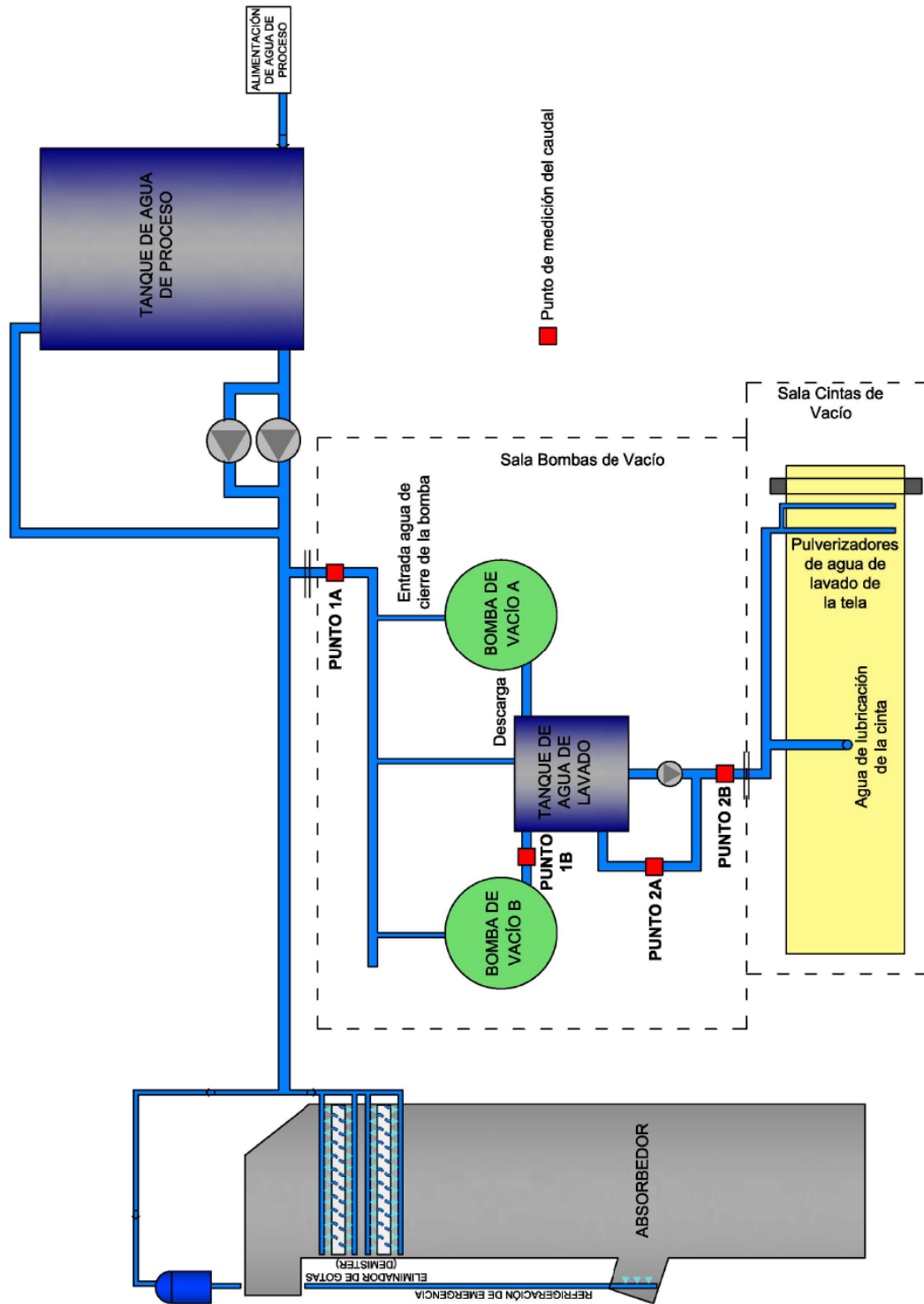


Figura 6.3.1.2.1. Detalle de los puntos de determinación del caudal.

Como se observa, el caudal obtenido, tanto en la entrada como en la descarga de la bomba es de $38,4 \text{ m}^3/\text{h}$ ($640 \text{ L}/\text{min}$).

6.3.1.3. Actuaciones en la instalación para conseguir el ahorro del consumo de agua.

En el anterior apartado se ha cuantificado el caudal de agua de entrada en el cierre de la bomba de vacío para formar el anillo líquido de compresión, el cual presenta un valor de 38,4 m³/h (640 L/min). Si la comparamos con la cifra de referencia que se recomienda en el manual de operación y mantenimiento del fabricante, 8,4 m³/h (140 L/min), se comprueba que la bomba presenta un caudal de agua de cierre superior al necesario, por lo tanto la operación no se está realizando bajo unas condiciones óptimas de funcionamiento.

Teniendo en cuanto lo anteriormente comentado, se pueden acometer dos actuaciones:

- Por un lado reducir el consumo de agua de cierre de la bomba de vacío, siguiendo los consejos del manual de operación.

- Y en segundo lugar, reutilizar el agua del cierre de la bomba de vacío en algún punto de la planta donde sea necesario un aporte de agua limpia, en lugar de ser mandada al tanque de recuperación y suspensión, donde se mezcla con otros fluidos residuales, para ser enviados al absorbedor, provocando problemas en la operación bajo algunas circunstancias.

6.3.1.3.1. Regulación del caudal de agua del cierre de la bomba de vacío.

La tabla 6.3.1.3.1. recoge el caudal de agua indicativo para alimentar este modelo de bomba de vacío, sugerido por el fabricante.

Tabla 6.3.1.3.1. Características de operación de la bomba de vacío ALBV75/2000.			
Modelo	Revoluciones (r.p.m.)	Vacío Relativo (bar/mmHg)	Caudal (m³/h//L/min)
ALBV75/2000	490	0 – 0,4/300 0,4/300 – 0,8/600	5,4/90 – 8,4/140

En el manual también se expone que en caso de variación de las condiciones de proceso, se necesita una nueva y adecuada regulación del caudal del agua de obturación, el cual puede diferir de los parámetros recogidos en la tabla 6.3.1.3.1. Teniendo en cuenta esto, el dato de caudal que aparece en la tabla, se utiliza para determinar que el consumo actual de la bomba está muy por encima del mismo.

Una vez efectuada la regulación del caudal de agua, se ha procedido a obtener la nueva cuantificación del caudal, cuyo valor se ha reducido a 25,2 m³/h (420 L/min). Lo que implica una reducción de 13,2 m³/h (220 L/min), un 35 % menos, respecto al caudal de agua con el que estaba operando la bomba de vacío antes de la regulación, 38,4 m³/h (640 L/min).

Con esta actuación, se ha obtenido el caudal de agua necesario para operar con el grado de vacío preestablecido, con un menor consumo de agua y de energía eléctrica, obteniendo el máximo rendimiento de la bomba de vacío.

6.3.1.3.2 Reutilización del agua del cierre de la bomba de vacío.

Además, el caudal de agua del cierre de la bomba de vacío se puede reutilizar en la planta, teniendo en cuenta que presenta características químicas idóneas para ser devuelta al circuito.

Como solución más sencilla, debido a la diferencia de cota (4 m) entre la descarga de la bomba de vacío y el tanque general de agua de proceso, se plantea que el agua sea devuelta al mismo. Para ello será necesaria la instalación de una tubería de acero, DN 125, que conecte los dos puntos. Se instalaría paralela a la otra línea de impulsión y los metros lineales estimados para unir ambos puntos son de 120. Con esta actuación se consigue eliminar el gran aporte continuo de agua al absorbedor.

En la minimización del consumo de agua para el lavado de la tela y lubricación de la cinta, se ha realizado una amplia investigación de toda la instalación de las Cintas de Filtrado de Vacío con el objetivo de determinar las características del tratamiento del agua residual para su reutilización en la planta.

6.3.2. Minimización del consumo de agua del lavado y lubricación de la cinta de vacío.

6.3.2.1. Generación de agua residual en la cinta de filtrado

Existe un rango de velocidades de operación, las cuales depende de las características del fluido a filtrar. Cuanto mayor sea la calidad del yeso, es decir, que presente una menor cantidad de impurezas como cenizas, la filtración de este será más fácil y eficaz, por lo que se podrá disminuir la velocidad de la cinta para que la torta de yeso que se forme sea de mayor espesor.

En contraposición, cuantas más impurezas presente el yeso, éste es más impermeable, con la consiguiente dificultad de filtración, lo que provoca que la cinta tenga que girar a mayor velocidad para que la torta que se forme sea de menor espesor y así facilitar la etapa de filtración.

Estas diferentes situaciones de operación, dependerán de las características que presente el combustible que entre en caldera y del propio proceso de desulfuración que se produce en la torre de lavado de gases o absorbedor.

Una vez descargada la torta de yeso, la tela de filtrado es lavada con agua mediante unos pulverizadores. Esta agua, junto con la de lubricación de la cinta necesaria para que no se produzcan un rozamiento excesivo, proviene del tanque de Agua de Lavado de la Tela. Este conjunto de aguas forman un fluido residual que se recoge en un colector y por gravedad son destinadas al tanque de recuperación y suspensión.

En el estudio del tratamiento de este agua residual, para poder ser reutilizada en lugar de devolverla al absorbedor, se ha tenido en cuenta todo el rango de velocidades de operación que se utiliza en el proceso de filtración, las cuales tienen por objeto adaptarse a las diferentes situaciones de funcionamiento que son impuestas por las características que presenta el fluido a filtrar.

El intervalo de velocidades de trabajo de la cinta de filtrado de vacío está entre un valor mínimo de 2 r.p.m., el cual genera un espesor medio de una torta de yeso de unos 12 mm y una velocidad máxima de 4 r.p.m., la cual origina un espesor medio de una torta de yeso de unos 4 mm. También se ha contemplado el punto de operación normal de la cinta, el cual es de 3 r.p.m. y forma una torta de yeso de un espesor medio de unos 8 mm.

Esta agua constituye un aporte continuo de agua al absorbedor, como ocurría con el agua del cierre de la bomba de vacío, lo cual supone un inconveniente en el caso de que éste presente un nivel superior al nivel máximo de trabajo, anulando el funcionamiento del Subcircuito Mist Eliminator Absorbedor.

Con el objetivo de operar en el sistema, tal y como fue diseñado, y además conseguir un ahorro de agua de la planta, se pretende que el fluido residual que procede del lavado de la tela y lubricación de la cinta sea tratado para conseguir unas características químicas idóneas para ser reutilizada de nuevo en el circuito de lavado de la tela y lubricación de la cinta.

6.3.2.2. Caracterización físico-química inicial del agua residual.

Si comparamos las variables físico-químicas de las aguas residuales que proceden del lavado de la tela y lubricación, para las tres diferentes velocidades de rotación de la cinta, es decir, para los tres puntos de funcionamiento de la misma, podemos determinar si presentan características muy dispares o por el contrario, si el agua residual es muy similar y por tanto no le influye el espesor de la torta de yeso que tiene que filtrar la cinta de vacío. La conclusión de este apartado se deberá tener en cuenta para definir del tratamiento a realizar al agua residual.

A continuación se ilustran las gráficas comparativas de las diferentes variables estudiadas en las tres muestras (Figura 6.3.2.2.1.).

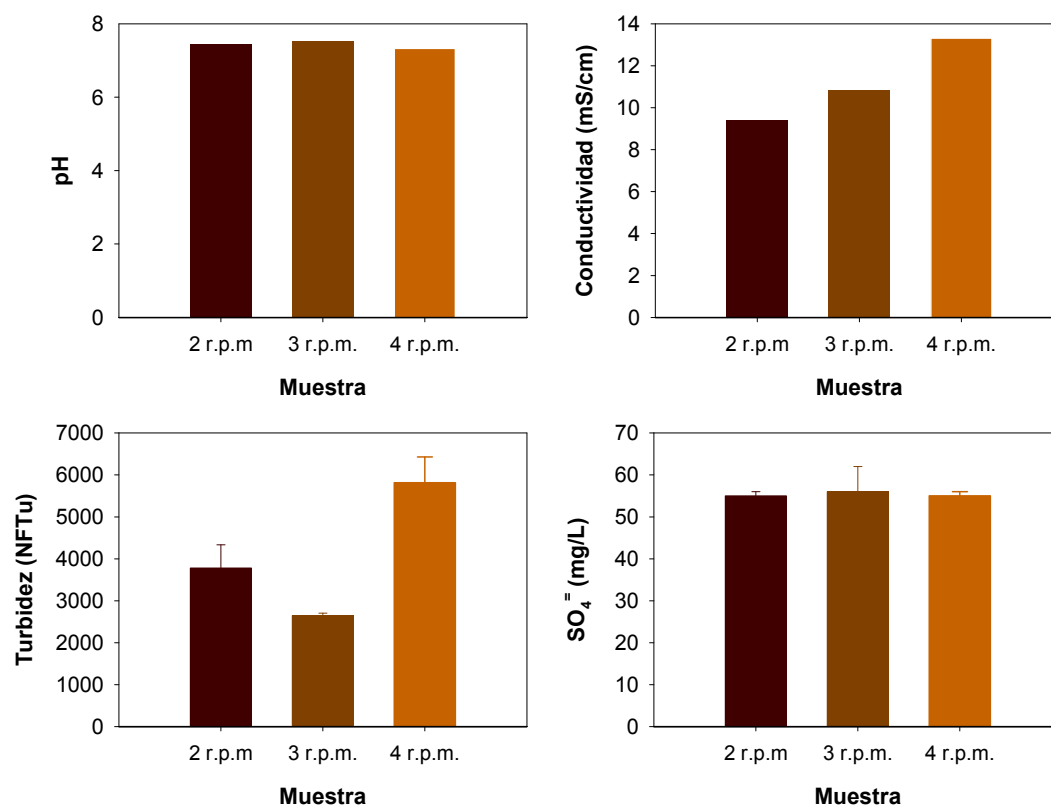


Figura 6.3.2.2.1.a.: Gráficas comparativas de las características físico-químicas del agua residual procedente del lavado de la tela y lubricación de la cinta a distintas velocidades de giro.

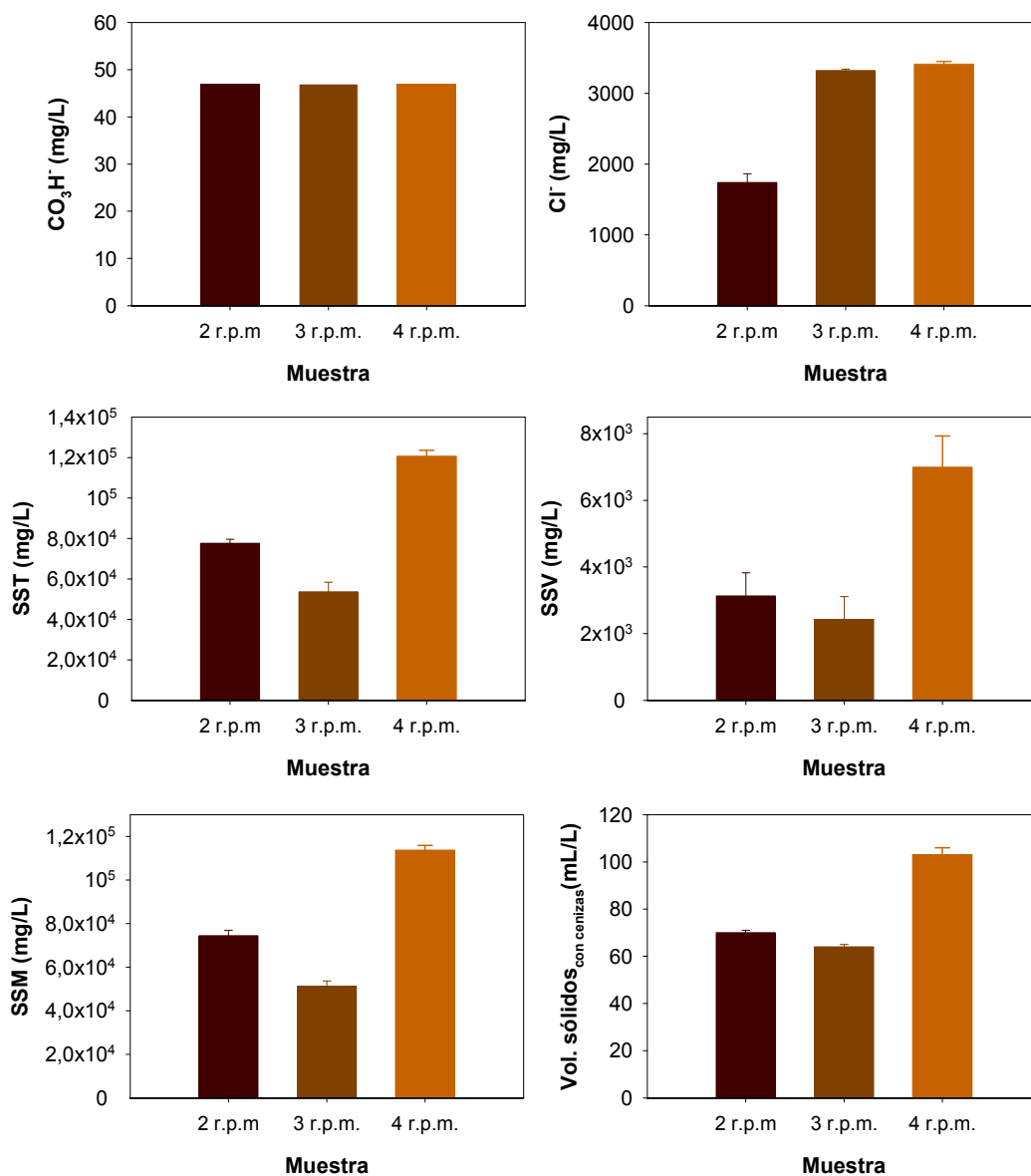


Figura 6.3.2.2.1.b.: Gráficas comparativas de las características físico-químicas del agua residual procedente del lavado de la tela y lubricación de la cinta a distintas velocidades de giro.

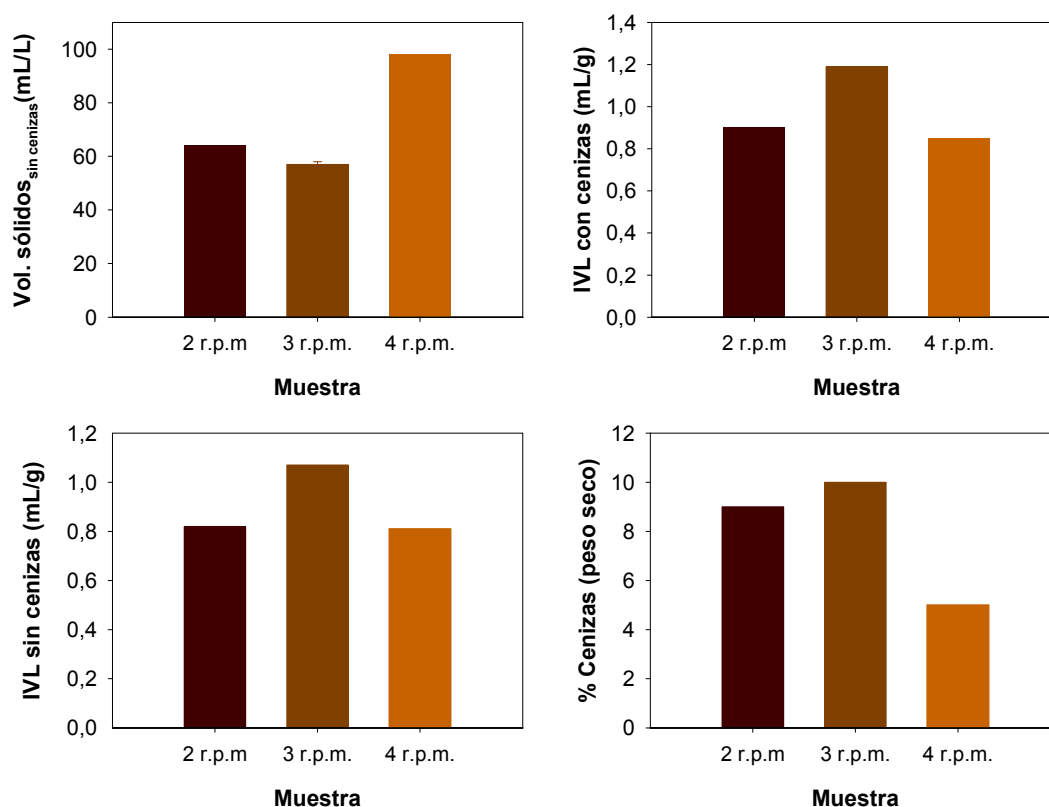


Figura 6.3.2.2.1.c.: Gráficas comparativas de las características físico-químicas del agua residual procedente del lavado de la tela y lubricación de la cinta a distintas velocidades de giro.

Hay que exponer que no se han detectado iones de $\text{CO}_3^{=}$ para ninguna de las muestras del agua residual dado el pH de la muestra que es en todos los casos ligeramente alcalino.

Como se observa en las gráficas comparativas de las tres muestras, para las tres velocidades de funcionamiento de la cinta, estas presentan similares características químicas respecto a los parámetros pH, $\text{SO}_4^{=}$, CO_3H^- y $\text{CO}_3^{=}$.

En cuanto al nivel de conductividad y de Cl^- , es diferente, ya que la muestra que procede de la cinta con una velocidad de 4 r.p.m., tiene unos niveles mayores respecto a las otras muestras, lo cual quiere decir que a mayor velocidad menor retención en la torta filtrante.

La gran diferencia entre las tres muestras, se dan en las variables físicas de Turbidez, SST, SSV, SSM, Volumen de sólidos con y sin cenizas, IVL con y sin cenizas y % de cenizas, los cuales tendrán gran importancia a la hora de definir el tratamiento del agua residual. Todas estas variables, anteriormente citadas, excepto los IVL y cenizas, presentan un valor máximo para la muestra correspondiente a la velocidad de la cinta de 4 r.p.m., seguida de la muestra de 2 r.p.m. y 3 r.p.m., respectivamente.

Este resultado es predecible, ya que con esta velocidad de la cinta (4 r.p.m.) el yeso llega la final de la misma con una mayor humedad, por lo que es más intensa la adhesión debido a la alta viscosidad del fluido a filtrar y por lo tanto en el proceso de lavado de la misma los sólidos son arrastrados al agua residual.

Además que el valor del IVL sea mayor para la velocidad de 3 r.p.m., siendo menor la concentración de sólidos presentes en el agua, da lugar a pensar que el posible sólido a retirar, en su proceso de decantación, da lugar a un precipitado más esponjado y de peor calidad. La posible causa de este hecho es que el % en cenizas de esta agua residual es mayor y por ello las propiedades del precipitado peores.

6.3.2.3. Cuantificación del caudal de agua de lavado de la tela y lubricación de la cinta.

Una vez que se ha determinado las características físico-químicas del agua residual, se medirá el caudal de agua de lavado de la tela y lubricación de la cinta. Este dato es importante en el estudio por que cuantifica el volumen de agua residual que se tendrá que tratar. También se utilizará para realizar la estimación económica, social y medioambiental que supondría la reutilización de este fluido residual una vez tratado. El estudio de costes se tratará en un apartado posterior.

En la figura 6.3.1.2.1., se pueden observar los puntos donde se ha cuantificado los caudales de la instalación de agua de lavado de la tela y lubricación de la cinta. Los valores de estos caudales son los que se recogen en la siguiente tabla (Tabla 6.3.2.3.1.).

Tabla 6.3.2.3.1. Medición del caudal de agua de lavado de la tela y lubricación de la cinta.					
Punto	Φ_{ext} (mm)	Espesor (mm)	Material	Recubrimiento	Caudal (m ³ /h)
2A	48,3	3,68	Fe	Pintura	7,32
2B	48,3	3,68	Fe	Pintura	5,18

Como se observa, la suma de los caudales de la impulsión ($5,18 \text{ m}^3/\text{h}$) más el de la recirculación ($7,32 \text{ m}^3/\text{h}$), corresponde con el caudal nominal de bomba es de $12,5 \text{ m}^3/\text{h}$.

6.3.2.4. Operaciones unitarias para el tratamiento del agua de lavado y lubricación.

Las operaciones unitarias (sedimentación y centrifugación) para el tratamiento del agua residual se han realizado a escala de laboratorio, con el objetivo de que esta vuelva a presentar unas características idóneas para su reutilización en la planta. Como la caracterización físico-química ha puesto de manifiesto, las aguas residuales presentan similares características químicas respecto a los variables pH, $\text{SO}_4^{=}$, CO_3H^- y $\text{CO}_3^{=}$. Por ello, el tratamiento se va a centrar en la eliminación de la turbidez ya que son las variables relacionadas con esta magnitud, las que presentan mayores problemas para la reutilización.

De los procedimientos físicos descritos como idóneos para la clarificación de un agua residual: sedimentación, centrifugación y filtración, se ha desestimado este último por motivos económicos, ya que debido a la gran concentración de sólidos presentes en el agua, no es aconsejable su implementación en este proceso industrial. La investigación se ha centrado en ensayos de sedimentación y centrifugación (descritos en el Capítulo 4. Materiales y métodos), simulando a escala de laboratorio el proceso para determinar cómo se comportan los diferentes fluidos ante el tratamiento impuesto y las características físico-químicas del agua una vez tratada.

Teniendo en cuenta lo anteriormente comentado, los tratamientos que se han acometido en laboratorio, son:

- **Sedimentación:** A partir de los resultados experimentales del ensayo de sedimentación se ha evaluado la variación de turbidez y altura de la interfase de compactación, ambas frente al tiempo, para los tres tipos de aguas residuales.
- **Centrifugación:** A partir de los resultados experimentales del ensayo de centrifugación se ha evaluado la variación de turbidez frente a las distintas velocidades de centrifugación para los tres tipos de aguas residuales.

6.3.2.4.1. Sedimentación.

En el desarrollo de los experimentos del proceso de sedimentación de las diferentes aguas residuales, cuyos datos primarios se recogen en el capítulo de resultados, se ha pretendido eliminar los sólidos presentes en la suspensión formada por una distribución de partículas esféricas de entre 35 y 50 μm (determinada mediante microscopía de alta resolución). Estas partículas son de yeso, carbonato cálcico no reaccionado y cenizas, siendo estas últimas las más difíciles de eliminar mediante esta operación.

En los experimentos realizados, no se ha observado con nitidez una interfase de clarificación, dada las características de la suspensión (concentración de sólidos y carácter floculante de las cenizas pero no tanto del yeso y caliza). Por ello, se puede estimar que el tipo de sedimentación es intermedio entre el tipo 1 y 2. Esta es la razón principal por la que el seguimiento de la decantación se ha realizado evaluando experimentalmente la turbidez que presentan tanto la superficie como la alcanzada a una altura intermedia del dispositivo experimental (30% de la altura medida sobre la base). Además, y con el objetivo de evaluar las características del precipitado también se ha cuantificado la altura de la interfase de compactación (la cual si se observa claramente) para el agua residual del lavado de la cinta a 2 r.p.m., 3 r.p.m. y 4 r.p.m. respectivamente.

En la figura 6.3.2.4.1.1., a modo de ejemplo, se han recogido los valores medios de turbidez en los experimentos con el agua de la cinta a 4 r.p.m., condiciones de operación que dan lugar a una mayor concentración de sólidos en suspensión.

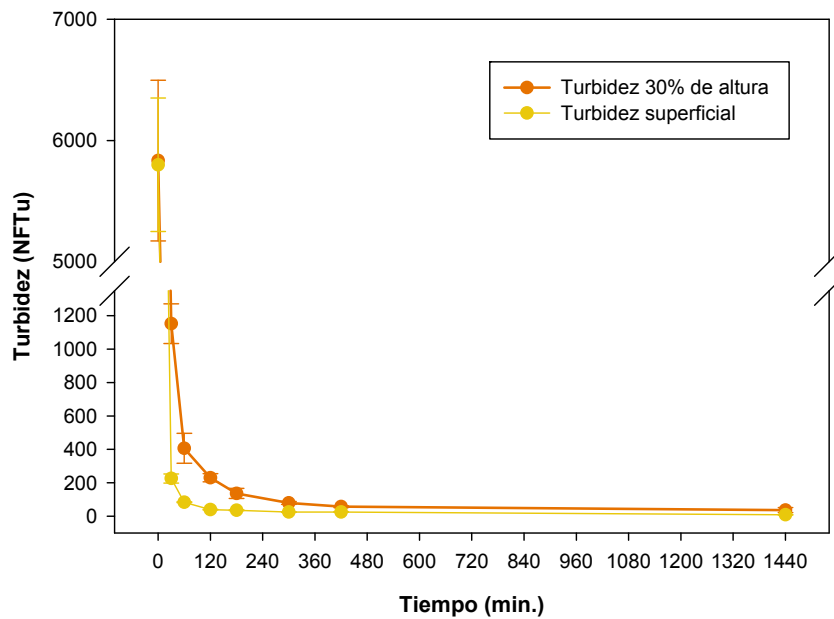


Figura 6.3.2.4.1.1.: Evolución de la Turbidez vs Tiempo de decantación. Agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la máxima velocidad de operación (4 r.p.m.).

El comportamiento de las partículas durante el proceso de decantación, permite una drástica reducción de la turbidez en la primera hora de decantación, ralentizándose a partir de este momento en todos los casos. Es cierto, que la turbidez inicial es diferente dependiendo de la velocidad de operación de la cinta de filtrado, así, su valor decrece de 4 a 2 r.p.m., siendo 3 r.p.m. la que presenta menor turbidez inicial como se puede observar en la Tabla 6.3.2.4.1.1.

Tabla 6.3.2.4.1.1. Turbidez inicial de las aguas de lavado.			
	2.r.p.m	3.r.p.m	4.r.p.m
Turbidez Inicial (NFTu)	3.780 ± 555	2.650 ± 55	5.815 ± 610

Como se puede observar, para tiempos menores de 6 horas (360 minutos), la diferencia en la turbidez del agua es muy alta entre la zona superficial y una altura correspondiente al 30 % de la altura total. Se ha escogido el 30 % como límite en el que se podría colocar la salida de agua clarificada del decantador. De conformidad con los resultados, para cualquier velocidad de operación de los filtros, cuanto más elevada esté la salida del depósito de decantación, menor turbidez tendrá el agua y por lo tanto mejor calidad para su reutilización.

En la figuras 6.3.2.4.1.2. y 6.3.2.4.1.3. se recogen conjuntamente todos los datos de turbidez al 30 % de altura y en la zona superficial, expresando la

eficacia de la eliminación de partículas en términos de porcentaje de clarificación, la cual se define el cociente de la diferencia de la turbidez inicial menos turbidez a cualquier tiempo partido por la turbidez inicial (ecuación 6.4).

$$PC = \frac{T_0 - T_t}{T_0} \cdot 100 \quad (6.4)$$

donde:

T_0 = Turbidez inicial.

T_t = Turbidez a cualquier tiempo.

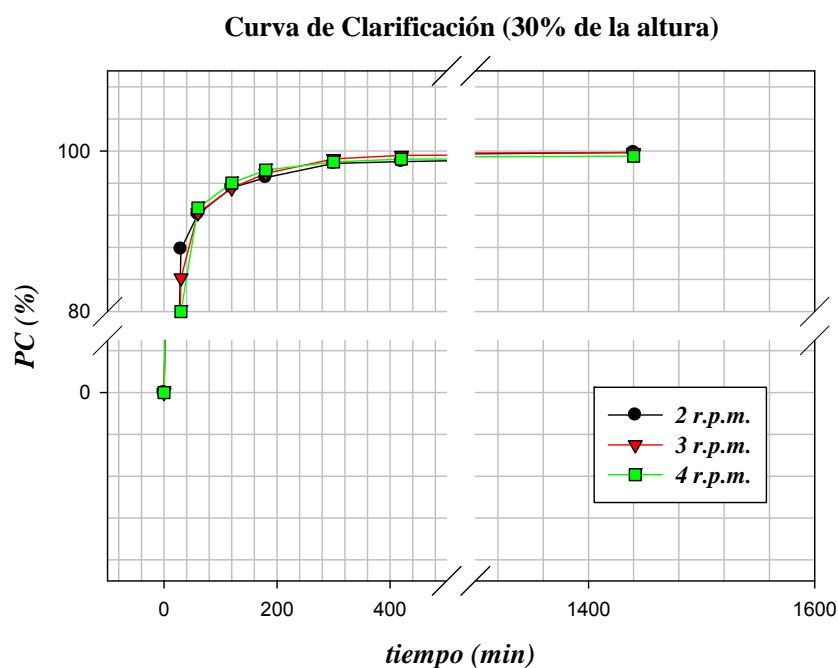


Figura 6.3.2.4.1.2.: Evolución del porcentaje de clarificación con el tiempo de sedimentación . 30% de la altura de sedimentación.

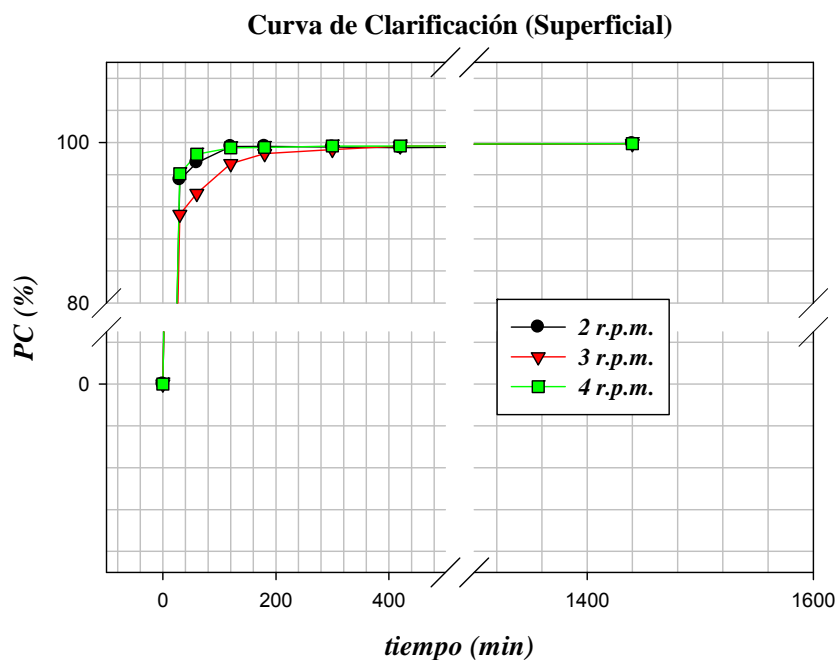


Figura 6.3.2.4.1.3.: Evolución del porcentaje de clarificación con el tiempo de sedimentación .
Superficie

Realmente, teniendo en cuenta el error de la medida se puede afirmar que no existen grandes diferencias entre los datos obtenidos a ambas alturas y distintas velocidades. La única condición de operación que se puede considerar menos favorable es la correspondiente con 4 r.p.m. ya que los datos de turbidez inicial son más elevados.

Como se puede observar, a partir de 120 minutos, incluso en la situación más desfavorable (30 % de la altura del depósito de decantación) el porcentaje de clarificación es mayor del 95%. Para este mismo tiempo de decantación la peor de las situaciones de clarificación superficial se observa cuando la velocidad de la cinta de filtrado opera a 3 r.p.m. que es el modo habitual de operación. Debido a los altos porcentajes de clarificación que se recogen para tiempos superiores a 120 minutos, parece que la operación de sedimentación de los sólidos, fundamentalmente inorgánicos, presentes en el agua es adecuada para clarificar la misma

En la siguiente figura (6.3.2.4.1.4.) se muestra la evolución de la altura de la interfase de compactación con el tiempo de decantación para el agua residual a las tres velocidades de funcionamiento de la cinta. La capa de sólido aumenta su espesor al decantar y posteriormente se compacta reduciendo su altura. Las mejores condiciones para la clarificación del agua se dan cuando la capa de sólido se encuentra más compacta, arrastrándose así la menor cantidad de

sólidos. Para la situación en la que la cinta opera girando a una velocidad de 4 r.p.m., se produce mayor altura de la interfase de compactación, seguida por las muestras de agua residual del lavado de la cinta a 2 r.p.m. y 3 r.p.m., respectivamente durante todo el tiempo del experimento. Si se tiene en cuenta que la concentración de sólidos es decreciente para 4, 2 y 3 r.p.m (apartado 6.3.2.2.) se puede concluir que la altura de la interfase es proporcional a la concentración de sólidos.

Para un tiempo de decantación igual o superior a 180 minutos, la fase sólida no modifica su altura en ninguno de los casos. Este dato es importante para el dimensionamiento del depósito de decantación.

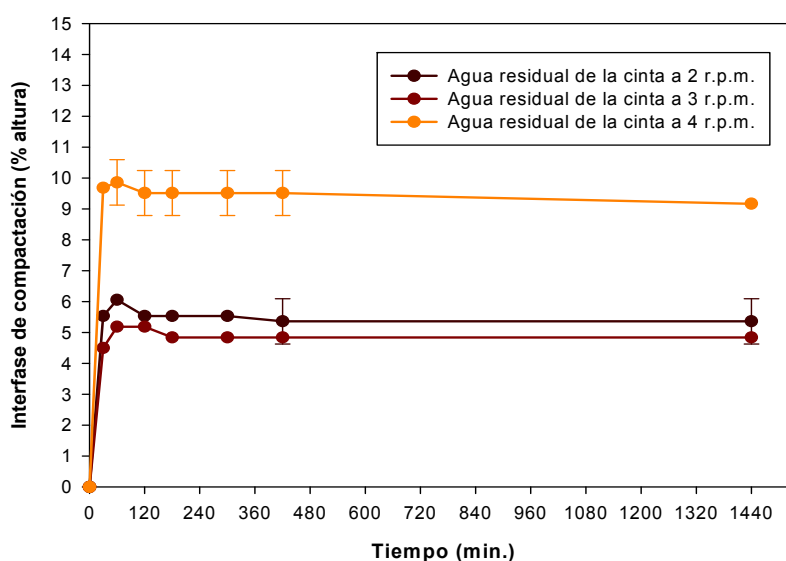


Figura 6.3.2.4.1.4.: Gráfica Interfase de compactación vs Tiempo.

6.3.2.4.2. Centrifugación.

Para evaluar la eficiencia de la eliminación de sólidos en suspensión, mediante centrifugación, se ha seguido la evolución de los valores medios de turbidez para las diferentes velocidades de ensayo (2.000, 4.000 y 7.000 r.p.m.) para el agua residual del lavado de la cinta a 2 r.p.m., 3 r.p.m. y 4 r.p.m. respectivamente.

A modo de ejemplo, en la figura 6.3.2.4.2.1 se recogen los resultados obtenidos de la evolución de la turbidez, a distintas velocidades de centrifugación, con el tiempo para la velocidad de funcionamiento de la cinta de filtración de 2 r.p.m.

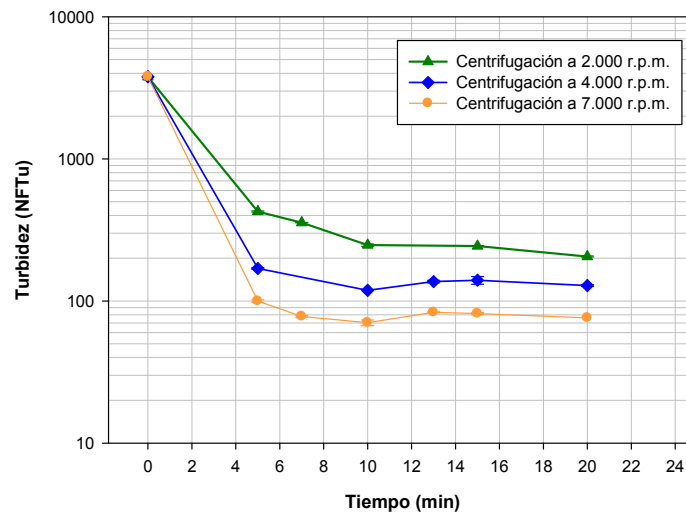


Figura 6.3.2.4.2.1. Evolución de la Turbidez vs Tiempo a distintas velocidades de centrifugación del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la mínima velocidad de operación (2 r.p.m.).

Como se puede observar, la evolución de la turbidez de las tres aguas residuales es la que cabía esperar. En pocos minutos la turbidez desciende drásticamente, siendo más bajos los valores de turbidez cuanto mayor es la velocidad de centrifugación.

A partir de un tiempo de centrifugación de 7 minutos, sea cual sea la velocidad de centrifugación, la concentración de materia particulada da lugar a una turbidez más o menos estable. Este comportamiento se da en los tres fluidos residuales.

En la figuras 6.3.2.4.2.2. a 6.3.2.4.2.4, se han representado la evolución del porcentaje de clarificación de modo que se puedan comparar los resultados para los distintos tipos de operación (velocidad de la cinta de filtrado)

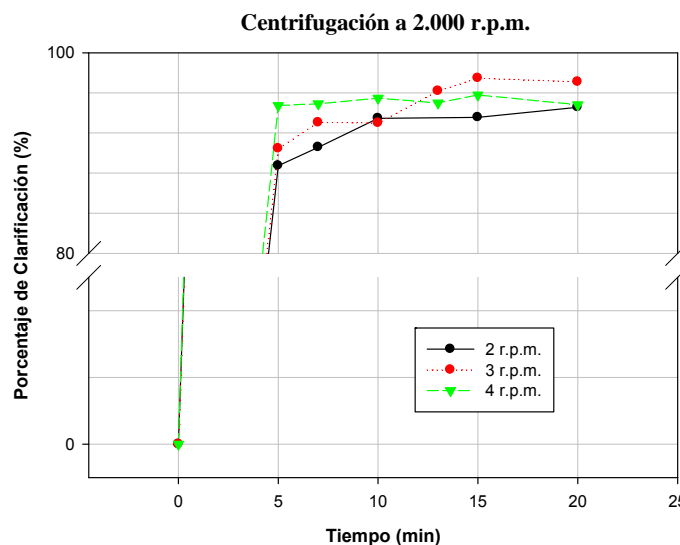


Figura 6.3.2.4.2.2. Evolución del porcentaje de clarificación vs Tiempo. del agua residual de lavado y lubricación de la cinta. Velocidad de centrifugación 2.000 r.p.m.

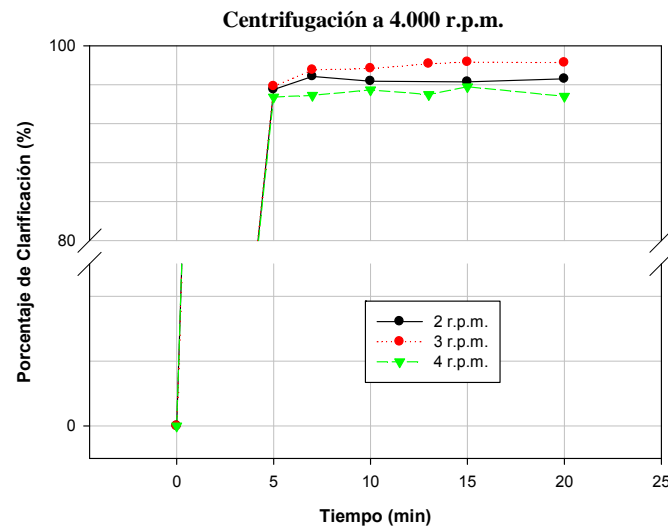


Figura 6.3.2.4.2.3. Evolución del porcentaje de clarificación vs Tiempo. del agua residual de lavado y lubricación de la cinta. Velocidad de centrifugación 4.000 r.p.m.

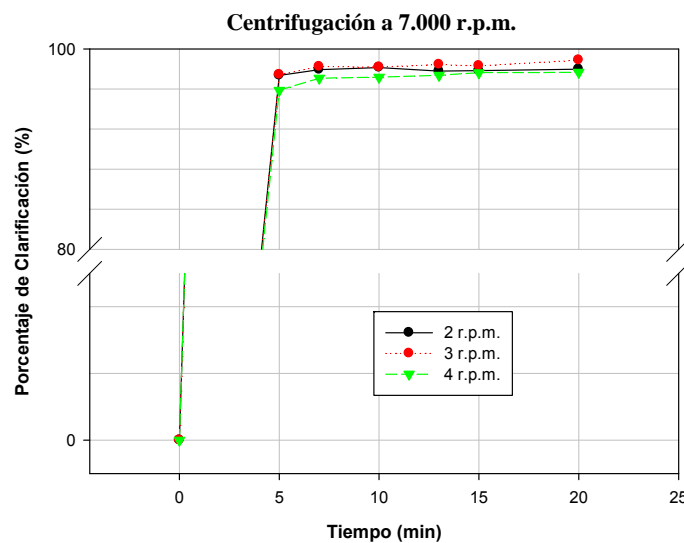


Figura 6.3.2.4.2.4. Evolución del porcentaje de clarificación vs Tiempo. del agua residual de lavado y lubricación de la cinta. Velocidad de centrifugación 7.000 r.p.m.

Se puede observar que el agua procedente del lavado con una velocidad de giro de la cinta de 3 r.p.m. es la que mejores resultados arroja con este tratamiento. Así, el agua con mayor concentración de sólidos (4 r.p.m.) es la que peor clarificación tiene tras la centrifugación. Si se expresa en términos de porcentaje de clarificación (PC), podemos señalar que los tres fluidos presentan más del 95% de clarificación con cinco minutos de centrifugación, para cualquiera de las velocidades de ensayo. No obstante, es a partir de los 7 minutos de tratamiento cuando el porcentaje de clarificación se estabiliza y por lo tanto no modifica su valor a tiempos más prolongados. Así, en concordancia

con este hecho, tiempos de tratamientos superiores no suponen mejoría apreciable en la calidad del agua aunque si repercutiría en la economía del tratamiento.

Una vez fijado el tiempo de tratamiento, atendiendo a la velocidad de centrifugación, se puede observar que entre las curvas de 2000 y 4000 r.p.m. se aprecia una mejoría en la calidad del agua, no observándose esta diferencia entre las velocidades de 4000 y 7000 r.p.m.

Se puede concluir que con una centrifugación a 4.000 r.p.m. durante 7 minutos, para cualquiera de las aguas residuales ensayadas, se obtiene una clarificación idéntica a los que se conseguirían con un tratamiento más enérgico y duradero, es decir, más costoso.

Atendiendo a los resultados experimentales obtenidos, es recomendable, si se va a implantar un sistema de tratamiento de las aguas mediante centrifugación para su reutilización, operar a 3 r.p.m (modo habitual), ya que es con el que se consiguen mejores resultados.

A pesar de la considerable diferencia en el tiempo de tratamiento entre las operaciones de sedimentación y centrifugación, se ha preferido continuar este estudio con la operación que pudiera resultar más económica y sencilla de implementar. Así, la colocación de un depósito de decantación requiere menos mantenimiento y supervisión que la implantación de un sistema de centrifugación. En un tanque de sedimentación, se puede controlar el funcionamiento colocando una sonda de turbidez a la altura deseada o en la corriente de evacuación del agua clarificada, comprobando así que el tiempo de decantación sea correcto. De esta forma se puede automatizar la operación seleccionada.

En el caso de la centrífuga, el dispositivo de control puede ser análogo, una sonda de turbidez en la corriente de salida de agua tratada. Esta sonda podrá mandar una señal que regule, por ejemplo, la velocidad de centrifugación. Aunque hay que tener en cuenta el consumo energético de los equipos de centrifugación y su elevado coste de mantenimiento.

6.3.2.5. Caracterización final del agua residual y definición del equipo de tratamiento.

La caracterización físico-química final del agua residual tras el tratamiento de clarificación mediante decantación, para cada una de las muestras procedentes del lavado de la tela y lubricación de la cinta a las diferentes velocidades de rotación de la misma, es la que se muestra a continuación y permitirá conocer si presenta unas características idóneas para poder ser reutilizada en la planta, ya que hasta ahora solo se han comparado valores relativos en cuanto a la eficacia del tratamiento se refiere (PC) y como valor absoluto la turbidez. Los ensayos analíticos realizados se han ejecutado siguiendo los protocolos de procedimiento experimental, los cuales han quedado descritos en el apartado 4.3 de Materiales y Métodos. Los resultados de las distintas variables estudiadas se presentan en las tablas 6.3.2.5.1. a 6.3.2.5.3. inclusive.

Tabla 6.3.2.5.1. Caracterización físico-química final del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la mínima velocidad de operación (2 r.p.m.), tras el tratamiento.

	H₂O RESIDUAL TRATADA de la CINTA a 2 r.p.m.
<i>pH</i>	7,63
<i>Conductividad (mS/cm)</i>	9,66
<i>Turbidez (NFTu)</i>	5 ± 1
<i>Cl (mg/L)</i>	1.900 ± 240
<i>SO₄²⁻ (mg/L)</i>	59 ± 3
<i>CO₃²⁻ (mg/L)</i>	n.d.
<i>CO₃H (mg/L)</i>	47
<i>SST (mg/L)</i>	10.595 ± 230
<i>SSV (mg/L)</i>	4.495 ± 145
<i>SSM (mg/L)</i>	6.100 ± 85

Tabla 6.3.2.5.2. Caracterización físico-química final del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la velocidad normal de operación (3 r.p.m.), tras el tratamiento.

	H₂O RESIDUAL TRATADA de la CINTA a 3 r.p.m.
<i>pH</i>	7,73
<i>Conductividad (mS/cm)</i>	11,10
<i>Turbidez (NFTu)</i>	5 ± 3
<i>Cl (mg/L)</i>	3.430 ± 285
<i>SO₄²⁻ (mg/L)</i>	59 ± 1
<i>CO₃²⁻ (mg/L)</i>	n.d.
<i>CO₃H (mg/L)</i>	47
<i>SST (mg/L)</i>	11.960 ± 200
<i>SSV (mg/L)</i>	4.790 ± 340
<i>SSM (mg/L)</i>	7.170 ± 140

Tabla 6.3.2.5.3. Caracterización físico-química final del agua residual de lavado y lubricación de la cinta a la máxima velocidad de operación (4 r.p.m.), tras el tratamiento..

	H₂O RESIDUAL TRATADA de la CINTA a 4 r.p.m.
<i>pH</i>	7,51
<i>Conductividad (mS/cm)</i>	13,69
<i>Turbidez (NFTu)</i>	23 ± 7
<i>Cl (mg/L)</i>	3.675 ± 65
<i>SO₄²⁻ (mg/L)</i>	59 ± 2
<i>CO₃²⁻ (mg/L)</i>	n.d.
<i>CO₃H (mg/L)</i>	47
<i>SST (mg/L)</i>	15.505 ± 30
<i>SSV (mg/L)</i>	6.575 ± 110
<i>SSM (mg/L)</i>	8.930 ± 80

Si comparamos las variables químicas de las aguas residuales tratadas que proceden del lavado de la tela y lubricación con el agua de proceso, podemos determinar si presentan características muy dispares o por el contrario, si el agua residual una vez clarificada es muy similar al agua que alimenta la instalación. A continuación, se ilustran las gráficas comparativas de las diferentes variables estudiadas (figura 6.3.2.5.1.).

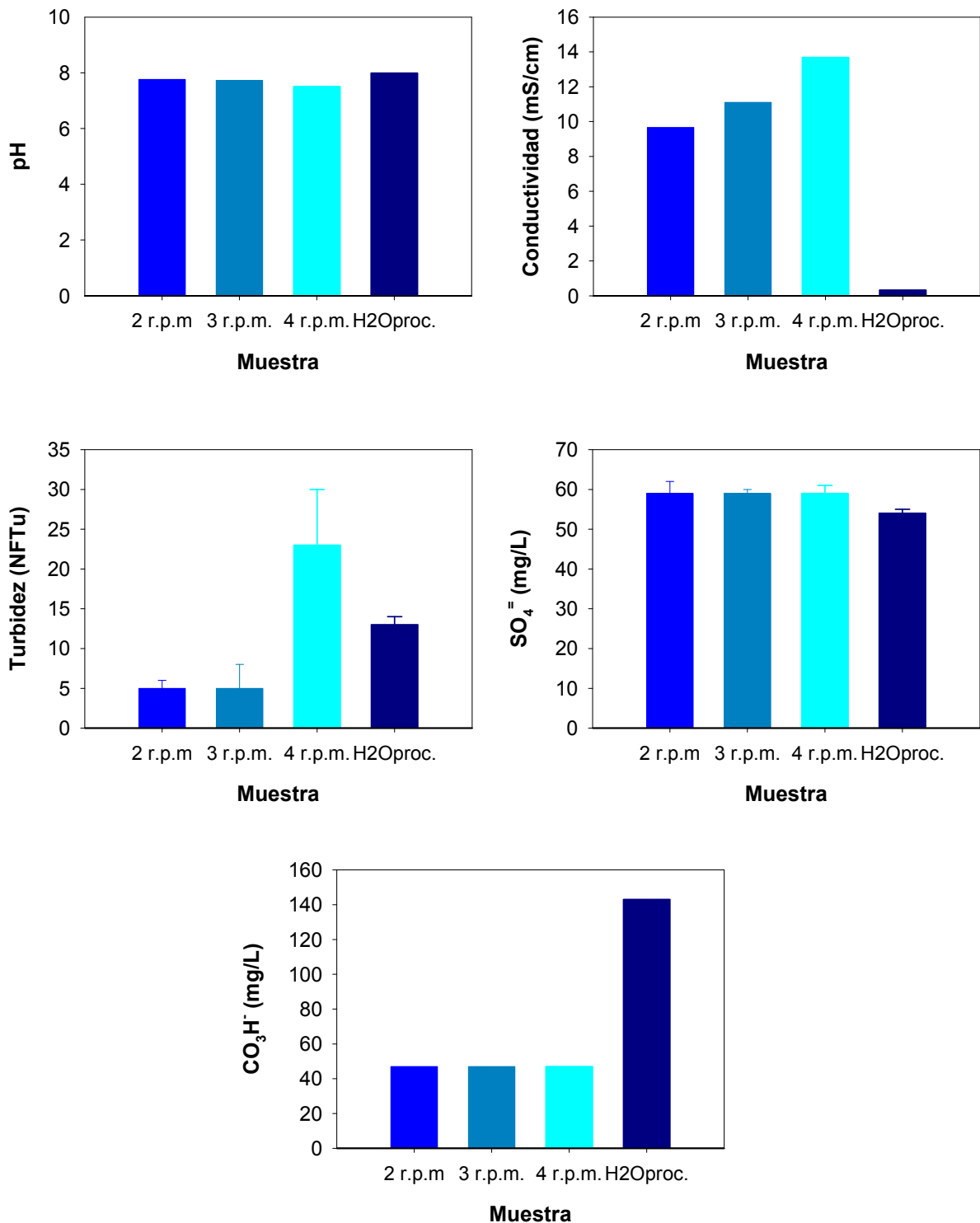


Figura 6.3.2.5.1. Gráficas comparativas de las características físico-químicas finales del agua residual, tras el tratamiento y el agua de proceso.

Como se observa en las gráficas comparativas de las tres muestras de aguas residuales, tras el tratamiento y el agua de proceso, estas presentan similares características físico-químicas, respecto a los parámetros pH y SO₄⁼.

Si se comparan las aguas tratadas, en cuanto a turbidez se refiere, hay que resaltar que las aguas procedentes de lavados de la cinta de filtración operando a 2 y 3 r.p.m. poseen una turbidez incluso menor que el agua de proceso. La mayor concentración de sólidos en suspensión del agua operando a 4 r.p.m. hace imposible que se pueda eliminar la turbidez hasta concentraciones tan bajas como las de partida, incluso cuando el porcentaje de clarificación es superior al 99 %.

En cuanto a las sustancias disueltas, éstas elevan el valor de conductividad siempre que sean sales inorgánicas, como son los cloruros. El agua de proceso con el que se lava la tela posee una concentración de $69 \pm 1 \text{ mg Cl}^-/\text{L}$, muy inferior a la del agua residual del lavado de las cintas. Teniendo en cuenta que la concentración de HCO_3^- es incluso menor y que la concentración de SO_4^{2-} se encuentra en el mismo rango, son los cloruros provenientes del carbón que escapan del precipitador electrostático los causantes de este aumento de la conductividad. En el agua a filtrar en las cintas, procedente del desulfurador, se alcanzan concentraciones de cloruros en el rango de 46-48 g/L (según datos de planta). Estas elevadas concentraciones, que son parcialmente transferidas, son la causa de que esta agua de lavado de las cintas eleve su concentración respecto del agua de proceso.

Sumando todo lo anterior, la idoneidad de reutilizar el agua residual, una vez tratada, en el circuito de agua de lavado de la tela y lubricación de la cinta, podría estar limitada por esta elevada concentración de cloruros ya que evaluando la concentración de materia particulada o pH permitirían dicha reutilización. Una purga continua de parte del agua para mantener una concentración de cloruros no muy elevada podría ser una solución para la reutilización parcial del agua. Además hay que tener en cuenta que los ensayos se han realizado trabajando a máxima carga y con un carbón nacional, ya que la utilización de carbones de importación con mejores características reduciría esta transferencia de cloruros al agua.

Teniendo en cuenta todo lo anterior y sabiendo que el caudal con posible reutilización es de $5,18 \text{ m}^3/\text{h}$ el dimensionado del depósito de decantación se puede realizar mediante el simple cálculo:

$$V (\text{m}^3) = \text{TRH} (\text{h}) \cdot Q \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) = 3 (\text{h}) \cdot 5,18 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right) = \mathbf{15,54 \text{ m}^3}$$

La geometría más simple para la construcción de este depósito es cilíndrica.

Además de las estimaciones anteriores, se ha determinado mediante microscopía de alta resolución el tamaño de partícula de la suspensión arrojando una distribución de partículas esféricas de entre 35 y 50 μm . Estas

partículas, como ya se ha comentado anteriormente, son de yeso, carbonato cálcico no reaccionado y cenizas, siendo estas últimas las más difíciles de eliminar mediante esta operación.

6.4.- Análisis de reducción de costes.

El objetivo de este punto es presentar una estimación del ahorro obtenido operando la planta de desulfuración bajo los criterios explicados anteriormente.

6.4.1.- Horas de funcionamiento y precios de retribución de la energía de la Central Térmica de Puente Nuevo.

En este punto se ha pretendido establecer una estimación aproximada de las horas de funcionamiento anuales y el precio energético asignado a la Central Térmica de Puente Nuevo, para que sirva como referencia en el estudio de costes. En esto se debe ser cauto ya que el mercado energético actualmente es muy cambiante, pero puede servir como base de estudio.

Según la *“Resolución de 8 de febrero de 2011, de la Secretaría de Estado de Energía, por la que se fijan las cantidades de carbón, el volumen máximo de producción y los precios de retribución de la energía, para el año 2011 a aplicar en el proceso de resolución de restricciones por garantía de suministro”* publicada en el BOE núm. 35 de febrero de 2011, la CTPN tiene asignado un volumen máximo de producción anual de 1.482 GW·h generados, con un precio unitario de retribución de la energía de 99,94 €/MW·h. *(Nota: se ha tomado la resolución del año 2011 como referencia para el cálculo, pero se podría haber tomado la de los años 2012 o 2013).*

La producción energética neta horaria de la CTPN es 290 MW·h, es decir 6,960 GW·h/día. Por lo tanto, los días que debe estar funcionando la CTPN han de ser 212 días, a plena carga, para entregar ese volumen de producción asignado por la Resolución.

6.4.2.- Análisis de la reducción de costes asociado al consumo de reactivo.

Este coste es el más impreciso debido a la mala regulación de la válvula de aportación de reactivo fresco y a la dificultad de obtener datos de caudales. No obstante se puede hacer una primera aproximación que ayude a estimar el ahorro potencial del reactivo.

Utilizando como herramienta la “Escalera de Costes del Desulfurador” (figura 6.2.6.3) y las tablas 5.1.4.1 y 5.1.4.2 del Capítulo Resultados, como se ha comentado, los costes de reactivo se reducen moviéndose en cada diagonal hacia la izquierda (menor pH y menor eficacia).

Se ha estudiado la diferencia de costes al trabajar en los dos extremos de la línea azul de dicha escalera que se corresponde con las bombas 1-2-4 en servicio del experimento 5. Los valores del estado estacionario de inicio de este experimento se pueden considerar como de un funcionamiento habitual de la planta (3 bombas de recirculación en servicio y pH=5,5), que podrían coincidir con el punto 8 de la Escalera de Costes. Los valores del estado estacionario final del experimento 4, se asimila al punto 7 de dicha Escalera, punto de funcionamiento cercano al VLE.

Tabla 6.4.2.1. Valores para el estudio de reducción de costes asociado al reactivo			
	<i>EXPERIMENTO 4. Punto 7 de la Escalera de Costes</i>	<i>EXPERIMENTO 5. Punto 8 de la Escalera de Costes</i>	
	<i>Final</i>	<i>Inicio</i>	<i>Diferencia</i>
<i>Caudal másico de reactivo fresco al absorbedor (kg/h)</i>	12.855	17.054	4.199
<i>pH del tanque de reacción del absorbedor (pH)</i>	4,25	5,51	
<i>Emisión de SO₂ (mg/Nm³ normalizado al 6% de O₂)</i>	395	124	
<i>Apertura de la válvula de aportación de reactivo fresco (%)</i>	36,0	41,3	

Por otro lado la CTPN compra la caliza seca con las características expuestas en el capítulo Materiales y Métodos (tabla 4.2.2.1) a un precio cif (cost, insurance and freight) de 9,1 €/tonelada.

6.4.2.1.- Ahorro de piedra caliza.

Según la tabla 4.2.2.2 del capítulo Materiales y Métodos, la lechada de caliza contiene un 30% de sólidos en suspensión. En base a esto, se calcula la cantidad de sólido ahorrado.

$$\frac{4.199 \text{ kg lechada ahorrada}}{1\text{h}} \cdot \frac{0,3\text{kg caliza}}{1\text{kg lechada}} = 1.259 \text{ kg/h}$$

A partir de aquí se está en disposición de calcular el ahorro en coste anual del reactivo.

$$\frac{9,1\text{€}}{1000\text{kg}} \cdot \frac{1.257\text{kg}}{1\text{h}} \cdot \frac{212\text{días funcionamiento}}{1\text{año}} \cdot \frac{24\text{h}}{1\text{día}} = 58.200 \text{ €/año}$$

Por lo tanto potencialmente el ahorro de caliza puede ser **58.200 euros al año**.

6.4.2.2.- Estudio de la reducción del consumo de agua asociada a la disminución del consumo de reactivo.

Siguiendo con el punto anterior, si la lechada contiene un 30% de sólidos en suspensión, el 70% restante es H₂O. Atendiendo a la lechada de caliza ahorrada según la tabla 6.4.2.1., se calcula la cantidad de agua ahorrada.

$$\frac{4.199\text{kg lechada ahorrada}}{1\text{h}} \cdot \frac{0,7\text{kg H}_2\text{O}}{1\text{kg lechada}} = 2.939 \text{ kg/h}$$

El Canon de Regulación (usos industriales, presa de Puente Nuevo) que aplica la Consejería de Medio Ambiente a la Central Térmica de Puente Nuevo es de un valor de **0,03167605 euros por metro cúbico consumido** en la instalación.

Sabiendo que la densidad del agua pura es de 1.000 kg/m³ y suponiendo que el agua utilizada cuya fuente es el embalse tiene la misma densidad:

$$\frac{0,03167605\text{€}}{1\text{m}^3} \cdot \frac{2.939\text{kg}}{1\text{h}} \cdot \frac{1\text{m}^3 \text{H}_2\text{O}}{1000\text{kg H}_2\text{O}} \cdot \frac{212 \text{ dias funcionamiento}}{1\text{año}} \cdot \frac{24\text{h}}{1\text{d}} =$$

$$=473 \text{€}/\text{año}$$

Realmente el ahorro en el consumo de agua no es comparable con el del reactivo, aunque es necesario tener en cuenta el coste energético derivado de la movilización de mayores caudales de lechada así como el posterior tratamiento de las aguas residuales resultantes del proceso de eliminación de SO₂.

6.4.2.3.- Estudio de la reducción del consumo energético asociado a la disminución del consumo de reactivo.

La disminución del consumo energético asociado al ahorro del de reactivo es el de la molienda de la caliza en el molino de bolas. Las bombas que impulsan la lechada siempre están en servicio, debido a que el reactivo que no se consume lo recirculan al tanque, y, por lo tanto, la disminución de la aportación de reactivo no implica la reducción del consumo eléctrico de éstas.

El molino trabaja a una potencia de 320 kW y produce 91 m³/h de lechada de caliza fresca a la hora.

Continuando con el ahorro de reactivo según la tabla 6.4.2.1., 4.199 kg/h, y considerando la densidad media de la lechada de 1.254 kg/m³, el ahorro energético asociado a la preparación de reactivo podría suponer:

$$\frac{4.199\text{kg}}{1\text{h}} \cdot \frac{1\text{m}^3 \text{ lechada}}{1.254\text{kg lechada}} \cdot \frac{320\text{kW}\cdot\text{h}}{1\text{h}} \cdot \frac{1\text{h}}{91\text{m}^3} \cdot \frac{212 \text{ dias funcionamiento}}{1\text{año}} \cdot \frac{24\text{h}}{1\text{día}} \cdot \frac{1\text{MW}\cdot\text{h}}{1000\text{kW}\cdot\text{h}} = 60\text{MW}\cdot\text{h}/\text{año}$$

Para deducir el coste energético ahorrado, nos remitimos a la Resolución citada en el punto 6.4.1., donde se considera un precio unitario de retribución de la energía de 99,94 €/MW·h, por lo tanto:

$$\text{Coste del ahorro energetico anual} = \frac{99,94\text{€}}{1\text{MW}\cdot\text{h}} \cdot \frac{60\text{MW}\cdot\text{h}}{1\text{año}} = 5.996 \text{€}/\text{año}$$

6.4.2.4.- Ahorro total anual debido a la disminución del consumo de reactivo.

El ahorro potencial que se puede llegar a obtener como consecuencia de reducir el consumo de reactivo trabajando en el límite legal de emisiones y con un pH dentro del rango que permiten los materiales (pH>4), en vez de como se viene realizando según indicaciones del fabricante (pH=5,5 independientemente de las emisiones que se produzcan), y utilizando tres bombas de recirculación, es decir, el número de bombas de uso normal según las especificaciones del fabricante, será:

Coste del ahorro potencial de caliza al año = 58.200 €/año

Coste del ahorro potencial de agua al año = 473 €/año

Coste del ahorro potencial energético al año = 5.996 €/año

Total de ahorro potencial = 64.670 €/año

Cabe señalar que esta estimación, como se ha comentado antes, sería con las bombas 1-2-4 funcionando simultáneamente. Debido a que la absorción de SO₂ es diferente en cada combinación de bombas por el tiempo de contacto, esta evaluación de costes habría que hacerla para cada línea de la Escalera de costes, pero los resultados no deben diferir mucho de estos, por lo que se consideran suficientes para hacerse una idea del orden de magnitud en el que nos movemos.

Por último comentar que ahorrar costes de reactivo es en detrimento de perder eficacia de desulfuración y por consiguiente aumentar las emisiones del contaminante.

6.4.3.- Análisis de la reducción de costes asociado al consumo eléctrico del FGD.

Utilizando la “Escalera de Costes del Desulfurador” (figura 6.2.6.3 de éste capítulo), y la tabla 5.1.7.1 del Capítulo Resultados, como se ha comentado, los costes de auxiliares se reducen moviéndose hacia abajo verticalmente saltando de una diagonal a otra (disminuyendo el consumo energético asociado al bombeo de la lechada).

Para discutir este punto se presenta la tabla siguiente elaborada a partir de dicha tabla 5.1.7.1, el precio retribuido y las horas de funcionamiento expuestas en el punto 6.4.1 de este capítulo.

Tabla 6.4.3.1. Costes energéticos de las distintas combinaciones de bombas (diagonales de la Escalera de Costes)					
Bombas de recirculación / bancos de atomización en funcionamiento	1,2	1,2,3	1,3,4	1,3,5	1,2,3,4
Potencia total de bombas de recirculación (kW)	1.116	1.708	1.826	1.776	2.358
Potencia del ventilador de refuerzo (kW)	2.454	2.907	3.186	3.058	3.360
Potencia total consumida en el absorbedor (kW)	3.570	4.615	5.012	4.834	5.718
Coste diario según R.D. 134/2010 (99,94 €/MWh para el año 2011) (€) por día de funcionamiento.	357	461	501	483	571
Coste anual según R.D. 134/2010 (99,94 €/MWh para el año 2011) (€) x 212 días de funcionamiento	75.639	97.779	106.191	102.419	121.149
* La potencia máxima del alternador es 330 MW. Todos los ensayos fueron realizados en esta situación.					
**Sólo se consideran las potencias de las bombas de recirculación y el ventilador de refuerzo. Las potencias del resto de los equipos auxiliares se consideran constantes.					

Atendiendo a esta tabla, por las diferencias de costes en función de la combinación de las bombas que estén en servicio se deduce qué ahorro se puede conseguir. Entre trabajar con 4 bombas o con 2 se puede estimar un ahorro anual de más de **45.000 €**, entre 4 ó 3, un ahorro de cerca de **20.000 €** y entre trabajar con 3 ó 2 bombas, un ahorro de más de **20.000 €**.

Operando con 3 bombas de recirculación, trabajar con menor tiempo de contacto (en momentos de menor generación de potencia) se puede ahorrar anualmente más de **8.000 €**, simplemente ajustando el modo de funcionamiento de la desulfuración a el menor caudal de gases a tratar.

Además, la selección de las bombas puestas en funcionamiento es verdaderamente importante ya que el consumo energético de la combinación de bombas 1,3,5 frente a la 1,3,4, es menor y por lo tanto es más económico (aproximadamente **3.000 €** al año).

Al igual que ocurre con el ahorro de reactivo, hay que señalar que ahorrar costes energéticos va en detrimento de perder eficacia de desulfuración y por consiguiente aumentar las emisiones del contaminante.

6.4.4.- Estudio de la reducción de costes asociado al consumo de agua en el FGD.

6.4.4.1.- Consumo medio de agua

La reducción del consumo de agua de proceso implica una reducción de costes. A continuación, se desarrolla el estudio de la estimación económica.

Para determinar el ahorro de consumo de agua conseguido es imprescindible conocer el consumo medio de agua de proceso necesario en la planta de desulfuración. El cálculo del caudal se ha realizado teniendo en cuenta los datos del contador de volumen instalado en la alimentación del tanque de agua de proceso, es decir, los metros cúbicos consumidos en la planta y las horas de funcionamiento de la misma. Estos datos se han recogido desde el DCS que gobierna la central.

El caudal medio consumido de agua de proceso actualmente por el sistema de desulfuración es de 66 m³/h para la situación de máxima producción energética (330 MWh), situación en la cual se está desulfurando el mayor volumen de gases por hora.

6.4.4.2.- Caudal potencial de ahorro en el circuito de agua de lavado y lubricación de la tela filtrante

En este apartado se muestran los metros cúbicos anuales de agua que potencialmente se pueden ahorrar si se acomete el tratamiento del agua residual procedente del lavado de la tela y lubricación de la cinta, que ha quedado planteado en apartado 6.3.2. de este Capítulo.

Si este fluido residual una vez eliminados los sólidos en suspensión aún contiene una elevada concentración de cloruros, para ser eliminados, sería necesario un tratamiento más exhaustivo y costoso (como por ejemplo la ósmosis inversa) lo cual hace que sea económicamente cuestionable su reutilización y por lo tanto no se incluirá en este estudio de costes.

6.4.4.3.- Caudal potencial de ahorro en el anillo de compresión de las bombas de vacío.

En este punto se deben evaluar los metros cúbicos anuales de agua que se pueden potencialmente ahorrar si se acometen las dos actuaciones que ha quedado planteadas en apartado 6.3.1. de este Capítulo. En primer lugar, la reducción del consumo de agua debida a la regulación del caudal en el cierre de la bomba de vacío, ya que operaba con un volumen superior al necesario para el grado de vacío preestablecido; se cuantifica en 13,2 m³/h, que es el resultado del caudal inicial de operación, 38,4 m³/h, menos el volumen horario tras la actuación, 25,2 m³/h. El ahorro anual en el consumo de agua de proceso debido a esta actuación es:

$$Q_{\text{ahorro regulación}} = (38,4 - 25,2) \text{ m}^3/\text{h} \cdot 5.088 \text{ h} = 67.162 \text{ m}^3/\text{año}$$

Es decir, sólo con la actuación de una regulación adecuada del paso de agua hacia el anillo con la válvula manual, ha supuesto un 34,4 % de reducción de consumo en este circuito de lavado y lubricación, y un 20% de ahorro respecto al consumo inicial de agua de proceso.

Supuesta una regulación adecuada de caudal, el anillo líquido de compresión debe consumir 25,2 m³/h. Si además este caudal lo devolvemos al tanque de agua de proceso según se propuso en el Capítulo 6.4.3., supondría un ahorro adicional del 39 % del agua de proceso. Es decir, el ahorro anual de la reutilización una vez regulado el paso al anillo sería:

$$Q_{\text{ahorro reutilización}} = 25,2 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 5.088 \text{ h} = 128.217 \text{ m}^3/\text{año}$$

6.4.4.4. Caudal potencial de ahorro en el circuito de agua proceso.

Si se contemplan las dos actuaciones que se han definido anteriormente, el ahorro potencial total de consumo de agua de proceso, es el siguiente:

$$Q_{\text{ahorro potencial total}} = Q_{\text{ahorro regulación}} + Q_{\text{ahorro reutilización}} = 67.162 + 128.217 = 196.379 \text{ m}^3/\text{año}$$

El ahorro potencial anual total sería 195.379 m³/año, lo que supone una reducción potencial total de consumo en el circuito de agua de proceso del 58 %, lo cual no es desdeñable.

6.4.4.5. Análisis de la reducción de costes asociados al ahorro de agua.

Teniendo en cuenta todo lo expuesto en los apartados anteriores, se procede al cálculo de la reducción de costes potenciales anuales que supondría el ahorro del consumo de agua definida.

La empresa debe pagar a la Administración un Canon por la utilización del agua del embalse denominado Canon de Regulación para usos industriales en la presa de Puente Nuevo, de un valor de 0,03167605 euros por metro cúbico consumido en la instalación.

Por lo que el ahorro potencial, en cifras anuales, de la reducción del consumo de agua de proceso, es el siguiente:

1. Debido a la regulación en el caudal del anillo de compresión de la bomba de vacío.

$$C_{\text{ahorro regulación}} = 67.162 \frac{\text{m}^3}{\text{año}} \cdot 0.03167605 \frac{\text{€}}{\text{m}^3} = 2.127 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

2. Debido a la reutilización del caudal de agua del anillo de compresión de la bomba de vacío.

$$C_{\text{ahorro reutilización}} = 128.217 \frac{\text{m}^3}{\text{año}} \cdot 0.03167605 \frac{\text{€}}{\text{m}^3} = 4.061 \frac{\text{€}}{\text{año}}$$

La reducción del coste potencial total asociado al ahorro de consumo de agua de proceso es de **6.188 € / año**.

6.4.4.6. Análisis de la reducción de costes medio ambientales y sociales.

La reducción del consumo de agua de proceso por parte de la Central Térmica de Puente Nuevo, además de suponer un ahorro económico también supondría una reducción de los costes sociales y medio ambientales.

El ahorro del consumo de agua por parte de la Central Térmica implica un beneficio general colectivo ya que el embalse de Puente Nuevo, que abastece a 4.300 habitantes (datos EMPROACSA), tendría un ahorro de 195.379 metros cúbicos anuales.

Si se tiene en cuenta que el consumo de agua medio anual por habitante en Andalucía es de 56 m³/hab·año (Instituto Nacional de Estadística), el volumen de agua total ahorrado serviría para abastecer a 3.767 habitantes. Es decir, que con este volumen se podría surtir a casi el 88% de los habitantes que se abastecen del embalse actualmente.

La componente del beneficio medio ambiental que implica el ahorro de agua estimado es importante, ya que sería un gran desahogo para el embalse, principalmente en los frecuentes periodos de sequía que se padecen en la zona norte de Córdoba.

Así como también, eliminar situaciones de operación que implica riesgo contra el medio, como es conseguir, tener siempre disponible el Tanque Temporal para poder recoger todo el fluido, de difícil gestión, contenido en el absorbedor, en caso de alguna situación de emergencia.

Otro beneficio al medioambiente sería disponer siempre que sea necesario del sistema de lavado del equipo antibrumas, evitando que el gas salga a la atmósfera saturado de humedad con compuestos sólidos de yeso y caliza en las gotas. Por otro lado, la obturación debido a depósitos sólidos sobre las placas del eliminador de brumas, supone intervenciones de mantenimiento y limpieza con la consiguiente necesidad de gestión de los residuos después de las reparaciones.

CAPÍTULO 7.- CONCLUSIONES

Del estudio experimental realizado en el desulfurador de la Central Térmica de Puente Nuevo, durante la operación comercial de la misma, se han obtenido las conclusiones que se exponen seguidamente:

1. En el sistema estudiado, la modificación del caudal de líquido recirculado, manteniendo tanto el pH del tanque del absorbedor como el caudal de gases a tratar, da lugar a una variación en la concentración de emisión de SO₂; en este sentido un aumento de 14.000 a 28.000 L/h conduce a una inmediata reducción de la concentración de SO₂ (303 a 84 mg SO₂/Nm³ normalizado al 6% de O₂), mientras que la reducción de 21.000 a 14.000 L/h, incrementa la concentración de este contaminante (145 a 304 mg SO₂/Nm³ normalizado al 6% de O₂).
2. Manteniendo constante el caudal de lechada de caliza, L, el pH del tanque del absorbedor y el caudal de gases a tratar, una disminución de 1,2 m en la altura promedio de rociado de la lechada recirculada reduce el consumo eléctrico (3,6%) pero incrementa las emisiones de SO₂ (12%).
3. Sin modificar L, G y la concentración de dióxido de azufre en los gases de combustión, una reducción del pH correspondiente con una disminución del 13 % en el caudal de caliza fresca supone un aumento de las emisiones del 135 %. Por el contrario, el aumento del 128 % del caudal de reactivo fresco da lugar a un aumento del pH de solo un 3,6% con una reducción de las emisiones del 13 %.
4. El incremento del pH en el cárter del absorbedor, dentro del rango estudiado (4,1-5,7), da lugar a una mejora de la eficacia del sistema cualquiera que sea el caudal de lechada recirculada y el tiempo de residencia.
5. La disminución del caudal de gases tratado (1.100.000 a 600.000 Nm³/h) como consecuencia de la disminución de la potencia de operación (340 a 160 MW), manteniendo la razón aire/combustible, supone una mejora en el rendimiento de desulfuración (85 a 93 %) siempre que no se modifiquen las condiciones de operación de la planta desulfuradora (pH 5,5 y tres bombas en funcionamiento (1, 2 y 3) lo cual hace variar la relación L/G desde 20 a 24 L/Nm³. Este hecho permite ajustar el

consumo de reactivo y energía en el desulfurador cumpliendo los requisitos legales.

6. Se ha definido una nueva variable de operación como el cociente P_L/P_G (potencia asociada al bombeo del líquido + potencia de los equipos destinados a vencer las pérdidas de carga de la fase gaseosa / potencia eléctrica generada en la planta). Esta variable es de gran interés para la operación rutinaria de un absorbedor a escala real ya que ayuda a seleccionar el modo más económico (consumo de energía + reactivo) de operación cumpliendo los límites de emisión.
7. Asociado a la eliminación de SO_2 se produce un consumo de agua en varios puntos de la planta, de forma que en el Sistema de Agua de Proceso se ha detectado que el circuito de Cintas de Filtrado de Vacío presenta dos puntos críticos de consumo (circuito de agua del anillo líquido de compresión de las bombas de vacío y circuito de agua de lavado de la tela y lubricación de la cinta). En ellos se ha realizado un estudio de minimización y/o reutilización del agua.
8. Se ha determinado que la bomba de vacío de anillo líquido presenta un caudal de agua del cierre superior al necesario, por lo tanto la operación no se está realizando bajo condiciones óptimas de funcionamiento. Tras su regulación se ha conseguido una reducción en un 35 %. Con esta actuación, se ha obtenido el caudal de agua necesario para operar con el grado de vacío preestablecido, con un menor consumo de agua y de energía eléctrica, obteniendo el máximo rendimiento de la bomba de vacío. Además el caudal de agua del cierre de la bomba de vacío se puede reutilizar en la planta, teniendo en cuenta que presenta características químicas idóneas para ser devuelta al circuito.
9. El pH y las concentraciones de CO_3H^- y SO_4^- de las aguas procedentes del lavado de la tela y lubricación de la cinta, para las diferentes velocidades de operación, son similares. La diferencia entre las tres velocidades de operación de la cinta da como resultado diferencias significativas en las variables: Turbidez, SST, SSV, SSM, Volumen de sólidos, IVL y % de cenizas. Todas estas variables, presentan su valor máximo para la muestra correspondiente a la velocidad de la cinta de 4 r.p.m., seguida de la muestra de 2 r.p.m. y 3 r.p.m., respectivamente. Estos resultados son relevantes a la hora de definir el tratamiento del agua residual.

10. Tras la evaluación de un posible tratamiento de eliminación de materia particulada mediante decantación o centrifugación, se concluye que las características finales del agua sometida a decantación son similares al agua de proceso, con la que se mezclaría para su reutilización. Se ha tenido en cuenta también que el mantenimiento y operación de la decantación es más económico que el de la centrifugación.
11. Hay que resaltar que las aguas residuales procedentes de la cinta de filtración, operando a 2 y 3 r.p.m., tratadas mediante decantación, poseen una turbidez incluso menor que el agua de proceso. En contraposición, el tratamiento de la muestra de la cinta a 4 r.p.m. (conteniendo la mayor concentración de sólidos en suspensión) hace difícil que se pueda eliminar la turbidez hasta concentraciones tan bajas como las de partida, incluso con eficacias superiores al 99 % en el tratamiento de eliminación de materia particulada.
12. El agua de proceso, con la que se lava la cinta, posee una concentración de $69 \pm 1 \text{ mg Cl}^-/\text{L}$, muy inferior a la del agua residual del lavado y lubricación de la tela filtrante. Teniendo en cuenta que la concentración de HCO_3^- en las aguas residuales de lavado es incluso menor que la de proceso, y que la concentración de SO_4^{2-} se encuentra en el mismo rango, son los cloruros, provenientes del carbón que escapan del precipitador electrostático y se disuelven en el absorbedor, los causantes del aumento de la conductividad en esta agua residual. En el agua a filtrar en las cintas, procedente del desulfurador, se alcanzan concentraciones de cloruros en el rango de 46.000-48.000 mg/L, parte de lo cual se transfiere al agua residual de lavado (2.000-3.500 mg/L). La idoneidad de reutilizar el agua residual una vez tratada, en el circuito de agua de lavado de la tela y lubricación de la cinta está limitada por esta elevada concentración de cloruros, ya que evaluando la concentración de materia particulada o pH permitirían dicha reutilización. Una purga continua de parte del agua para mantener una concentración de cloruros no muy elevada puede permitir su reutilización parcial. Hay que tener en cuenta que los ensayos se han realizado con un carbón nacional y la utilización de carbones de importación con mejores características reduciría esta transferencia de cloruros al agua.
13. Con las dos actuaciones en los puntos críticos detectados (regulación del agua del cierre de la bomba de vacío, reutilización de la misma) el ahorro potencial anual total sería $195.379 \text{ m}^3/\text{año}$, lo que supone una reducción del consumo en el circuito de agua de proceso del 58 %. Esto conlleva eliminar situaciones de operación que no permiten tener siempre disponible el Tanque Temporal para poder recoger todo el fluido

de difícil gestión, contenido en el absorbedor, en caso de alguna situación de emergencia. Otro beneficio para la planta, sería disponer siempre que sea necesario del sistema de lavado del eliminador de niebla.

14. El ahorro de consumo de agua en el proceso de desulfuración supone una reducción de los costes sociales, ya que el volumen de agua total ahorrado serviría para abastecer a más del 88 % de los habitantes que se abastecen actualmente del embalse de Puente Nuevo. Y un beneficio para el medio ambiente ya que sería un gran desahogo para el embalse, principalmente en los frecuentes periodos de sequía que se padecen en la zona norte de Córdoba.
15. Finalmente se concluye que utilizando la “Escalera de Costes del Desulfurador” para seleccionar el modo de operación para la eliminación del SO₂, adecuando la válvula de aportación de reactivo fresco y realizando las dos actuaciones citadas sobre el agua de proceso, se podrían conseguir ahorros en los consumos eléctricos, de reactivo y de agua.

8.- NOMENCLATURA

AAI	Autorización Ambiental Integrada.
AC	Corriente alterna.
AEMA	Agencia Europea de Medio Ambiente.
AZU	Azufre % (b.h.).
b.h.	Base húmeda.
b.s.	Base seca.
BAT	Best Alternative Technologies
Cap.	Capítulo.
CAR	Carbono.
CEE	Comunidad Económica Europea.
CEN	Cenizas en el combustible % (b.h.).
CFB	Circulating fluidized – bed scrubbers.
COVNM	Compuesto Orgánicos Volátiles No Metánicos.
CPU	Unidad Central de Proceso.
CTPN	Central Térmica de Puente Nuevo.
CZD	Confined Zone Dispersion.
DBA	Ácido orgánico dibásico.
DC	Corriente continua.
DCS	Sistema de control distribuido de la central Térmica de Puente Nuevo.
EIA	Energy International Agency.
ESP	Precipitador electrostático.
EXC	Aire en exceso sobre el teórico %.

F	Caudal húmedo.
FA	Caudal total de aire para la combustión (kg/h).
FGD	Flue Gas Desulfurization. Desulfuración de gases de combustión.
FSI	Furnace Sorbent Injection. Inyección de sorbente en el hogar de caldera.
GEI	Gases de Efecto Invernadero.
GIC	Grandes Instalaciones de Combustión.
HID	Hidrógeno.
HSI	Hypas Sorbent Injection.
HUM	Humedad %.
I+D+i	Investigación Desarrollo e Innovación.
IVL	Índice Volumétrico de Lodo.
JBR	Jet Bubbling Reactor. Reactor de chorro burbujeante.
LSFO	Limestone with Forced Oxidation. Proceso de desulfuración mediante absorción húmeda con CaCO ₃ y oxidación forzada.
LSIO	Limestone inhibited oxidation. Proceso de desulfuración mediante absorción húmeda con CaCO ₃ con oxidación inhibida.
M&M	Materiales y Métodos.
m.c.a.	Metros de columna de agua.
MAGRAMA	Ministerio de Agricultura y Medio Ambiente.
MEL	Magnesium – Enhanced Lime. FGD basados en hidróxido cálcico – magnesio mejorado.
MWth	Megavatio térmico.
NFTu	Unidades Nefelométricas de turbidez.
NIT	Nitrógeno.
Nm³	Metros cúbicos normales.

NO_x	Óxidos de Nitrógeno (mg/Nm ³).
NTU	Unidad nefelométrica de turbidez
OXI	Oxígeno.
P	Presión.
PC	Porcentaje de clarificación.
PCI	Poder calorífico inferior.
PCS	Poder calorífico superior.
PI	Control proporcional e integrado.
PLC	Controlador lógico programable.
PNRE	Plan Nacional de Reducción de Emisiones.
Q	Potencia calorífica.
QCEN	Caudal de cenizas generado.
QCO2	Caudal de anhídrido carbónico a la salida.
QH2O	Caudal de vapor de agua a la salida.
Qm	Caudal molar.
QN2	Caudal de nitrógeno a la salida.
QO2	Caudal de oxígeno a la salida.
QSO2	Caudal de anhídrido sulfuroso a la salida.
Qv	Caudal volumétrico.
r.p.m.	Revoluciones por minuto.
RC	Relación de clarificación.
REE	Red Eléctrica Española.
s/h	Base húmeda.
s/s	Base seca.
SO₂	Dióxido de azufre (mg/Nm ³)

SSM	Sólidos en Suspensión Minerales.
SST	Sólidos en Suspensión Totales.
SSV	Sólidos en Suspensión Volátiles.
TA	Transmisor (densidad, pH).
TC	Transmisor de caudal.
tep	Toneladas equivalentes de petróleo.
tpa	Toneladas de producción anuales.
Turb	Turbidez.
UNECE	Comisión Económica de las Naciones Unidas para Europa.
VC	Válvula de control.
VLE	Valor límite de emisiones (mg/Nm ³).
VM	Válvula motorizada.
W.W.T.P.	Planta de tratamiento de aguas residuales del desulfurador.

9.- BIBLIOGRAFÍA

Abad P. A. "Desulfuración de Gases de Combustión en un sistema integrado Spray Dryer-Electrofiltro. Estudio experimental en planta piloto y modelo de simulación". Tesis Doctoral. Dpto. de Ing. Química y Ambiental Universidad de Sevilla. 2000.

APHA, AWWA & WPCF. "Standard methods for the examination of water and wastewater". 17th Edition. Edited by Lenore S. Clesceri, Arnold E. Greenberg and R. Rhodes Trussell. 1989.

Aranda Hidalgo J. L., Martín Santos M. A. "Desulfuración de los Gases de Combustión mediante Absorción Húmeda con CaCO_3 ". T.F.M. Departamento de Química Inorgánica e Ingeniería Química de la Universidad de Córdoba. Junio 2012.

Babcock Power Inc. "Wet FGD Desing for CSAPR". Wordwide Pollution Control Association. IL Regional Technical Seminar. September 13-15, 2011.

Bandyopadhyay A., Biswas M. "Prediction of the Removal Efficiency of a Novel Two-Stage Hybrid Scrubber for Flue Gas Desulfurization". Chem. Eng. Technol. 2006. Vol 29-1.

Barraza J., Mejía I. "Producción de carbones ultralimpios usando flotación burbujeante y lixiviación con ácidos". Editorial Universidad de Antioquía. 2009. Vol 49, p 50-60.

Benson L., Babu M., Smith K. "New Magnesium-enhanced Lime FGD Process". The Mega Syposium in conjunction with AWMA's Mercury Fate, Effects and Control Specialty Conference, August 20-23, 2001, Chicago, IL, USA. 2001.

Blythe G. M., Phillips J. L. "High SO₂ Removal Efficiency Testing Final Report". Project Number DE-AC22-92PC9 1338. U.S. Department of Energy. 1997.

BP Statistical Review of World Energy. June 2012.

Brogren C., Karlsson H. T. "Modelling the Absorption of SO₂ in a Spray Scrubber using the Penetration Theory". Chem. Eng. Sci. 1997b. Vol. 52, p. 3085.

Brüggendick H. "An Independent View of a Long-term FGD-Experience of an Operator and Owner's Engineer". ESKOM Scrubber Seminar April 12th – 13th. 2007.

Chang J. C. S., Mobley J. D. "Testing and Commercialization of Byproduct Dibasic Acids as Buffer Additives for Limestone Flue Gas Desulfurization Systems". Journal of the Air Pollution Control Association. 1983. Vol 33-10, p 952-962.

Cifuentes Rodríguez J. "Sistemas de Desulfuración" Ingeniería Geo-Ambiental. Escuela de Ingenieros de Minas. Universidad de León. 2009.

Clean Air Act of 1963, Pub. L. 88-206, 77 Stat. 392, 1963-12-17.

Coulson J. M., Richardson J. F., Backhurs J. R. et al. "Ingeniería química. Operaciones básicas" Tomo I. Editorial Reverté. 1981.

Cuadrat A. "Combustión de carbón con captura de CO₂ usando ilmenita como transportador de oxígeno". Tesis Doctoral. Dpto. de Ing. Química y Tecnologías del Medio Ambiente. Universidad de Zaragoza. 2012.

Dios Pérez M., "Estudio y desarrollo de técnicas respirométricas para el control de la estabilidad del compost". Tesis Doctoral. Dpto. de Química Inorgánica e Ing. Química. Universidad de Córdoba. 2008.

Dou B., Pan W., Jin Q. et al. "Prediction of SO₂ removal efficiency for wet Flue Gas Desulfurization". Energy Conversion and Management. 2009. Vol. 50, p. 2547–2553.

Eaton A. D., Clesceri L. S., Greenberg A. E. et al. "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater". American Public Health Association. 1995.

Escosa J. M. "Reducción de emisiones de dióxido de carbono en centrales térmicas de carbón pulverizado. Repotenciación y ciclo de captura óxido de calcio-carbonato cálcico. Tesis Doctoral. Consejo Económico y Social de Aragón. 2009.

España. Ley 16/2002, de 1 de julio, de prevención y control integrados de la contaminación. Boletín Oficial del Estado, 2 de julio de 2002, num. 157, p 23910.

España. Orden PRE/77/2008, de 17 de enero. Boletín Oficial del Estado, 28 de enero de 2008, num. 24, p. 5061.

España. Orden Pre/77/2008, de 17 de enero. Boletín Oficial del Estado, 28 de enero de 2008, num. 24, p. 5061.

España. Real Decreto 134/2010, de 12 de febrero. Boletín Oficial del Estado, 27 de febrero de 2010, num. 51, p. 19123.

España. REAL DECRETO 430/2004, de 12 de marzo .Boletín Oficial del Estado, 20 de marzo de 2004, num. 69, p. 12292.

España. Real Decreto 646/1991 de 22 de abril. Boletín Oficial del Estado, 25 de abril de 1991, num. 99.

España. Resolución de 13 de febrero de 2013, de la Secretaría de Estado de Energía. Boletín Oficial del Estado, 18 de febrero de 2013, num. 42, p. 13593.

España. Resolución de 30 de marzo de 2012, de la Secretaría de Estado de Energía, Boletín Oficial del Estado, 31 de marzo de 2012, num. 78, Sec. I, p. 27066.

España. Resolución de 8 de febrero de 2011, de la Secretaría de Estado de Energía. Boletín Oficial del Estado, 10 de febrero de 2011, num. 35, Sec.I, p.13927.

Europa. 98/686/CE. Decisión del Consejo de 23 de marzo de 1998 relativa a la celebración por la Comunidad Europea del Protocolo del Convenio de 1979 sobre contaminación atmosférica transfronteriza a gran distancia, relativo a nuevas reducciones de azufre.

Europa. Directiva 2001/80/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de octubre de 2001. Diario Oficial de las Comunidades Europeas, 27 de noviembre de 2001, L309/1.

Europa. 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) (versión refundida). Diario Oficial de la Unión Europea, 17 de diciembre de 2010, L 334/17.

Europa. Directiva 88/609/CEE del Consejo de 24 de noviembre de 1988 sobre limitación de emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de grandes instalaciones de combustión. Diario Oficial de las Comunidades Europeas, de 7 de diciembre de 1988, L 336.

Europa. Directiva 96/61/CE DEL CONSEJO de 24 de septiembre de 1996 relativa a la prevención y al control integrados de la contaminación. Diario Oficial de las Comunidades Europeas, de 10 de octubre de 1996, L 257, p 0026-0040.

Foust A. S., Clump C. W., Wenzel L. A. et al. "Principios de operaciones unitarias". Compañía Editorial Internacional S.A. 1969.

Gage C. L. "Limestone Dissolution in Modelling of Slurry Scrubbing for Flue Gas Desulfurization". Ph.D. Dissertation, University of Texas, Austin, TX, 1989.

Gambaré A. "Tecnologías de desulfuración de los gases de combustión. ALSTOM". Escuela Politécnica Superior de Algeciras. Cátedra Eon. 2008.

Gansley R. "Overview and Operation". Worldwide Pollution Control Association. WPCA Wet FGD Seminar. Power Gen International. December 1, 2008.

Gao X., Ding H., Dua Z. et al. "Gas-liquid absorption reaction between $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ solution and SO_2 for ammonia-based wet flue gas desulfurization". Applied Energy. 2010. Vol 87, p 2647–2651.

Gerbec M., Stergarsek A., Kocjancic R. "Simulation Model of Wet Flue Gas Desulphurization Plant". Comput. Chem. Eng. 1995, 19, Suppl., S283.

Gómez A., Fueyo N., Tomás A. "Detailed modelling of a flue-gas desulfurisation plant". Computers and Chemical Engineering. 2007. Vol 31, p 1419–1431.

Guiteras J., Rubio R., Fonrodona G. "Curso Experimental en Química Analítica". Síntesis. 2003.

Gutierrez F., Vidal F., Ollero P. et al. "Pilot-Plant Technical Assessment of Wet Flue Gas Desulfurization Using Limestone". Industrial & Engineering Chemistry Research. 2006. Vol 45, p 1466–1477.

Harris D. C. "Análisis Químico Cuantitativo". Reverté. 2001.

Hernández Sánchez F. "Plantas Industriales de desulfuración: Contribución al medio ambiente" (pg 32-36)- Revista: Energía & Minas nº 7. 2009.

Hrastel I., Gerbec M., Stergaršek A. "Technology Optimization of Wet Flue Gas Desulfurization Process". Chem. Eng. Technol. 2007. Vol 30-2, p 220–233.

IEA Coal Research. IEA Clean Coal Centre. <<http://www.iea-coal.org.uk>> [Consulta: 10 de abril de 2013]

Invista. <http://intermediates.invista.com/e-trolley/page_1035/> [Consulta: 10 de abril de 2013]

Jamesoncell. <<http://www.jamesoncell.com>>.

John R., Cline Sr., David W. M. et al. "KEPCO's First 5000 MW of Flue Gas Desulfurization" Babcock & Wilcox_ Power-Gen International 1998.

Johnson B. "An Umbiassed Comparison of FGD Technologies: Wet, Spray Dry and CDS". Wordwide Pollution Control Association. IL Regional Technical Seminar. August 3-4, 2010.

Kallinikos L. E., Farsari E. I., Spartinos D. N. et al. "Simulation of the operation of an industrial wet flue gas desulfurization system". Fuel Processing Technology. 2010. Vol 91 p 1794-1802.

Kiil S., Michelsen M. L., Dam-Johansen K. "Experimental Investigation and Modeling of a Wet Flue Gas Desulfurization Pilot Plant". Ind. Eng. Chem. Res. 1998. Vol 37, p 2792-2806.

Kiil S., Michelsen M., Dam-Johansen K. "Experimental Investigation and Modeling of a Wet Flue Gas Desulfurization Pilot Plant". Industrial & Engineering Chemistry Research. 1998. Vol 37 p 2792-2806.

Kohl A., Nielsen R. "Gas Purification". 5th ed. Houston: Gulf Pub, 1997. 669p

Kyte W. S. et al. "Desulphurisation 4". Rugby : Institution of Chemical Engineers, Symposium series. Rugby, Great Britain.1995. N 138.

Lancia A., Musmarra D., Pepe F. "Modeling of SO₂ Absorption into Limestone Suspensions". Ind. Eng. Chem. Res. 1997. Vol 36, p 197-203

Licata T. "WFGD Maintenance". Wordwide Pollution Control Association. Eskom Scrubber Seminar. April 12th- 13th. 2007.

Liu S., Xiao W. "Modeling and Simulation of a Bubbling SO₂ Absorber with Granular Limestone Slurry and an Organic Acid Additive". Chem. Eng. Technol. 2006. Vol 29-10, p 1167-1173.

MacDonald M. E., Chadwick M. J., Aslanian G. S. et al. "The environmental management of low-grade fuels". Ed.: London, Earthscan; Stockholm: Stockholm Environment Institute (SEI), (1996).

MAGRAMA. Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente. "Perfil Ambiental en España 2012". 2013.

MARM. Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino . "Perfil Ambiental de España. Informe basado en indicadores". 2011.

MARM. Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino. "Perfil Ambiental de España. Informe basado en indicadores". 2010.

Martínez Sergio A., Rodríguez Miriam G. " Tratamiento de Aguas Residuales con Matlab". Ed. Reverté. 2005.

Masters K. "Spray drying : an introduction to principles, operational practice and applications". London : George Godwin. 1976.

Metcalf & Eddy. "Wastewater Engineering. Treatment and Reuse". 4th ed., McGraw-Hill. New York. 2001.

Miller B. "Emissions Control Strategies for Power Plants". Clean Coal Engineering Technology. 2011. p 375-481.

Moss G., Agius P. J. "The Desulphurisation of Fossil Fuels During Combustion in Fluidised Beds of Lime Particles". 9th World Petroleum Congress, May 11-16, Tokyo, Japan. 1975.

Moya Vilar M. "Absorción de SO₂ en disoluciones reguladoras y simultanea con O₂ en disoluciones de catalizadores". Tesis Doctoral. Dpto. de Ing. Química Universidad de Granada. Junio 1990.

National Energy Technology Laboratory of USA. <<http://www.netl.doe.gov>> [Consulta: 5 de abril de 2013]

Neveux T., Le Moullec Y. "Wet Industrial Flue Gas Desulfurization Unit: Model Development and Validation on Industrial Data". Industrial & Engineering Chemistry Research. 2011. Vol 50, p 7579–759

Nolan P. S. "Flue Gas Desulfurization Technologies for Coal – Fired Power Plants". Coal – Tech 2000 International Conference. November 13-14, 2000, Jakarta, Indonesia. (2000).

Olausson S., Wallm M., Bjerle I. "A model for the absorption of sulphur dioxide into a limestone slurry". The Chemical Engineering Journal. 1993. Vol 51, p 99-108.

Orozco C., Pérez A., González M. N., et al. "Contaminación Ambiental. Una visión desde la química". Thomson Editores Spain Paraninfo, S.A. 2004.

Prieto I. "Centrales Térmicas. Desulfuración de Humos". Escuela de Ingenieros Industriales. Universidad de Oviedo. 2000.

Proyecto PIE Nº 034.055: Reducción de Emisiones de SO₂ en Centrales Térmicas de Carbón, mediante Spray Drying (RESOX). Diciembre 1995.

Raja A. K., Srivastava A. P., Dwivedi M. "Power plant engineering". New Delhi : New Age International (P) Ltd. Publishers, 2006.

Red Eléctrica Española. <<http://www.esios.ree.es/web-publica/>> [Consulta: 21 de octubre de 2013].

Ribes Bertomeu J. "Modelación de los procesos de sedimentación en estaciones depuradoras de aguas residuales". Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Valencia. 2005.

Rodríguez Jiménez J. J. "La Ingeniería Ambiental. Entre el reto y la oportunidad". Editorial Síntesis. 2002.

Rogers K. J., Dwelle P. D. "Wet FGD Forced Oxidation: A Review of Influencing Factors and a Comparison of Lance and Sparge Grid Air Introduction Methods". EPRI-DOE-EPA Combined Utility Air Pollutant Control Symposium August 25-29. 1997.

Rojas A. F., Barraza J. M. "Particionado de Elementos en dos carbones del sur – occidente colombiano". Dyna Colombia. 2007. Vol 74-152, p 187-196.

Romero Esquinas A., Martín Santos M. A. "Propuesta de reducción de consumo de agua asociado a la desulfuración por vía húmeda con CaCO_3 de una central térmica de carbón". T.F.M. Departamento de Química Inorgánica e Ingeniería Química de la Universidad de Córdoba. Octubre 2012.

Rübner-Petersen M., Pollastro F. "Desulphurization Technology: Jet Bubbling Reactor CT-121". DeSOx conference Milan, 20 – 21 October 2005.

Ruhlanf F., Kind R., Weiss S. "The kinetics of the absorption of sulfur dioxide in calcium hydroxide suspensions". Chemical Engineering Science. 1991. Vol 4, p 939-947.

Saboni A., Alexandrova S. "Sulfur dioxide absorption and desorption by water drops". Chemical Engineering Journal. 2001. Vol 84, p 577-580.

Sada E., Kumazawa H., Butt M. A. "Absorption of sulfur dioxide into aqueous slurries of sparingly soluble fine particles". Chemical Engineering Science. 1980. Vol 35, p 771-777.

Sada E., Kumazawa H., Butt M. A. "Removal of diluted sulfur dioxide by aqueous slurries of magnesium hydroxide particles". Chemical Engineering Science. 1997. Vol 32, p 972-974.

Sargent & Lundy. "WET FLUE GAS DESULFURIZATION TECHNOLOGY EVALUATION". 2002. December 16.

Soud H. "FGD installations on coal-fired plants". IEA Research, June, 1994.

Srivastava R. et al. "Controlling SO_2 Emissions: A Review of Technologies". U.S. Environmental Protection Agency. Office of Research and Development. Washington, D.C. November 2000.

Srivastava R., Jozewicz W., Singer C. "SO₂ Scrubbing Technologies: A Review". Environmental Progress & Sustainable Energy. December 2001. Vol. 20-4, p 219-228.

Srivastava R., Jozewicz W. "Flue Gas Desulfurization: The State of the Art". J. Air & Waste Manage. Assoc. December 2001. Vol.51, p 1676-1688

Stirling D. "The Sulfur problem: cleaning up industrial feedstocks". Royal Society of Chemistry. Cambridge. 2000.

Takeshita M., Soud., H. "FGD performance and experience on coalfired plants". IEA Coal Research. IEACR/58. London 1993.

The U.S. Department of Energy and Pure Air. "Advanced Technologies for the Control of Sulfur Dioxide Emissions from Coal – Fired Boilers". Clean Coal Technology. Topical Report number 12, June 1999.

United Nations Economic Commission for Europe (UNECE). <<http://unece.org/>>.

U. S. Geological Survey. <<http://water.usgs.gov/edu/earthwherewater.html>> [Consulta: 28 de marzo de 2014].

United States Environmental Protection Agency. <<http://www.epa.gov/>>. [Consulta: 26 de marzo de 2014].

VanNess R. P., Woodland L. R., Gibson E. D. "Full-Scale Dual Alkali FGD Demonstration at Louisville Gas and Electric Company". EPA – 600/S7 –B3-039. October 1983.

Villanueva A., Ollero P., Gutierrez F. J. et al. "Dynamic Analysis and Identification of a Wet Limestone Flue Gas Desulfurization Pilot Plant". Industrial & Engineering Chemistry Research. 2008. Vol 47, p 8263–8272.

Villanueva A., Ollero P., Gutierrez F. J. et al. "Model Predictive Control of a Wet Limestone Flue Gas Desulfurization Pilot Plant". Industrial & Engineering Chemistry Research. 2009. Vol 48, p 5399–5405.

Vollrath Hopp. "Fundamentos de Tecnología Química". Ed. Reverté. 1994.

Walh M. A. "Wet FGD Types and Fundamentals". Worldwide Pollution Control Association. Wet FGD Technical Seminar. December 2008.

Walter J., Weber J. R. "Control de la calidad del agua. Procesos fisicoquímicos" Editorial Reverté. 1979.

Warren L. McCabe, Julian C. Smith y Peter Harriot "Operaciones unitarias en ingeniería química". McGraw-Hill. 2007.

Warych J., Szymanowski M. "Model of the Wet Limestone Flue Gas Desulfurization Process for Cost Optimization". *Ind. Eng. Chem. Res.* 2001. Vol 40, p 2597-2605.

Warych J., Szymanowski M. "Optimum Values of Process Parameters of the "Wet Limestone Flue Gas Desulfurization System". *Chem. Eng Technol.* 2002. Vol 25-4.

West D. M., Holler F. J. "Fundamentos de Química Analítica". Reverté. 1997.

Xiang G., Rui-tang G., Hong-lei D. et al. "Dissolution rate of limestone for wet flue gas desulfurization in the presence of sulfite". *Journal of Hazardous Materials.* 2009. Vol 168, p 1059–1064.

Yong J., Qin Z., Chuan H. et al. "Study of a Model of Wet Ammonia-based Flue Gas Desulphurization". *International Conference on Energy and Environment Technology.* 2009.

Zhao J., Jin B., Zhong Z.. "The Degree of Desulphurization of a Limestone/Gypsum Wet FGD Spray Tower using Response Surface Methodology". *Chem. Eng. Technol.* 2007. Vol 30-4, p 517-522.

Zhao J., Jin B., Zhong Z. "The Degree of Desulphurization of a Limestone/Gypsum Wet FGD Spray Tower using Response Surface Methodology" *Chem. Eng. Technol.* 2007

Zheng Y., Kiil Soren. " Experimental investigation of a pilot-scale jet bubbling reactor for wet flue gas desulphurisation". *Chemical Engineering Science.* 2003. Vol 58, p 4695 – 4703.

Zhong Y., Gao X., Huo W. et al. "A model for performance optimization of wet flue gas desulfurization systems of power plants". *Fuel Processing Technology.* 2008. Vol 89, p 1025-1032.

ANEXO I.- DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS RELEVANTES

I.1.- Ventilador de refuerzo de gases al desulfurador (Booster Fan), Conductos y Gases.

Datos de diseño

El ventilador Booster Fan Boldrocchi es de tipo centrífugo, con doble celda de alimentación eléctrica, encontrándose la turbina entre los cojinetes, y disponiendo de un control de velocidad por variación de frecuencia. Sus características técnicas más relevantes se recogen en la tabla I.1, y las condiciones de operación se reflejan en la tabla I.2.

Tabla I.1: Datos técnicos del ventilador Booster	
núm. de unidades	1
Tipo de ventilador	80 W/A - 345 DWDI
Disposición	Alimentación doble con cajas – turbina entre los cojinetes
Posición de aspiración	Superior vertical
Posición de vaciado	Inferior angular más de 315°
Rotación	Rotación a la izquierda
Categoría	750 rpm
Temperatura máx.	260° C
Construcción	Robusta, adecuada para operaciones al aire libre
Alimentación	Motor eléctrico
Potencia nominal del motor	4400 kW – 8 polos – 50 Hz
Tipo de control de velocidad	Velocidad variable por variación de frecuencia del motor marca Rockwell.

Tabla I.2: Condiciones de funcionamiento del ventilador booster		
	Unidad	Valor
Presión atmosférica	Pa	96116
Temperatura de entrada	°C	130
Densidad de entrada	kg/m ³	850
Volumen de entrada	Nm ³ /h	1322000
	m ³ /h	2057273
Presión estática absoluta de aspiración	Pa	96116
Presión estática absoluta en posición de vaciado	Pa	101776
Carga estática	Pa	5660
	mmH ₂ O	577
Potencia en el eje del ventilador	kW	3947
Velocidad del ventilador	rpm	745

Instrumentos:

El ventilador Booster Fan está equipado con:

- **Control de vibración:**
2 transductores de velocidad, instalados sobre el alojamiento de los cojinetes.
- **Control de velocidad:**
1 sensor de velocidad + 1 transmisor, instalado sobre una caja de conexión – tensión de alimentación de corriente alterna 240V, rendimiento 4-20 mA
- **Control de temperatura:**
2 detectores de temperatura sobre cojinetes móviles – Tipo Pt 100 con transmisor 4-20mA, para la medición de la temperatura de los cojinetes de metal en dirección radial.

2 detectores de temperatura sobre cojinetes fijos – Tipo Pt 100 con transmisor 4-20mA, para la medición de la temperatura de los cojinetes de metal en dirección radial.

1+1 detectores de temperatura sobre cojinetes fijos – Tipo Pt 100 con transmisor 4-20mA, para la medición de la temperatura de los cojinetes de metal en dirección axial.

1 termómetro de cuadrante local sobre cojinetes móviles.

1 termómetro de cuadrante local sobre cojinetes fijos.

Sistema de lubricación

La función del sistema de lubricación es proporcionar un flujo de aceite a los cojinetes de los ventiladores. El aceite entra en los cojinetes a una presión ligeramente superior a la atmosférica; el flujo tiene una doble función: lubricar el metal antifricción y disipar el calor generado en el cojinete.

El aceite regresa de los cojinetes en el depósito por gravedad; el tubo de retorno del aceite debe tener un desagüe en dirección del depósito de un 5% mínimo.

Una bomba da presión al aceite; la otra permanece en posición de espera.

El aceite circula en el refrigerante de aire, si la temperatura del aceite está elevada, y después en el filtro.

La presión del aceite después del filtro y antes de entrar en el cojinete está regulada por una válvula reguladora de presión.

El flujo de aceite para cada cojinete está regulado por una válvula de aguja: el flujo en el cojinete fijo del ventilador (lado del motor), figura I.A, tiene que ser de 14 L/min mientras que en el cojinete móvil (lado opuesto al motor), figura I.B, tiene que ser de 6 L/min.

En cada cojinete, un conmutador de flujo comunica la alarma en caso de que el flujo baje.

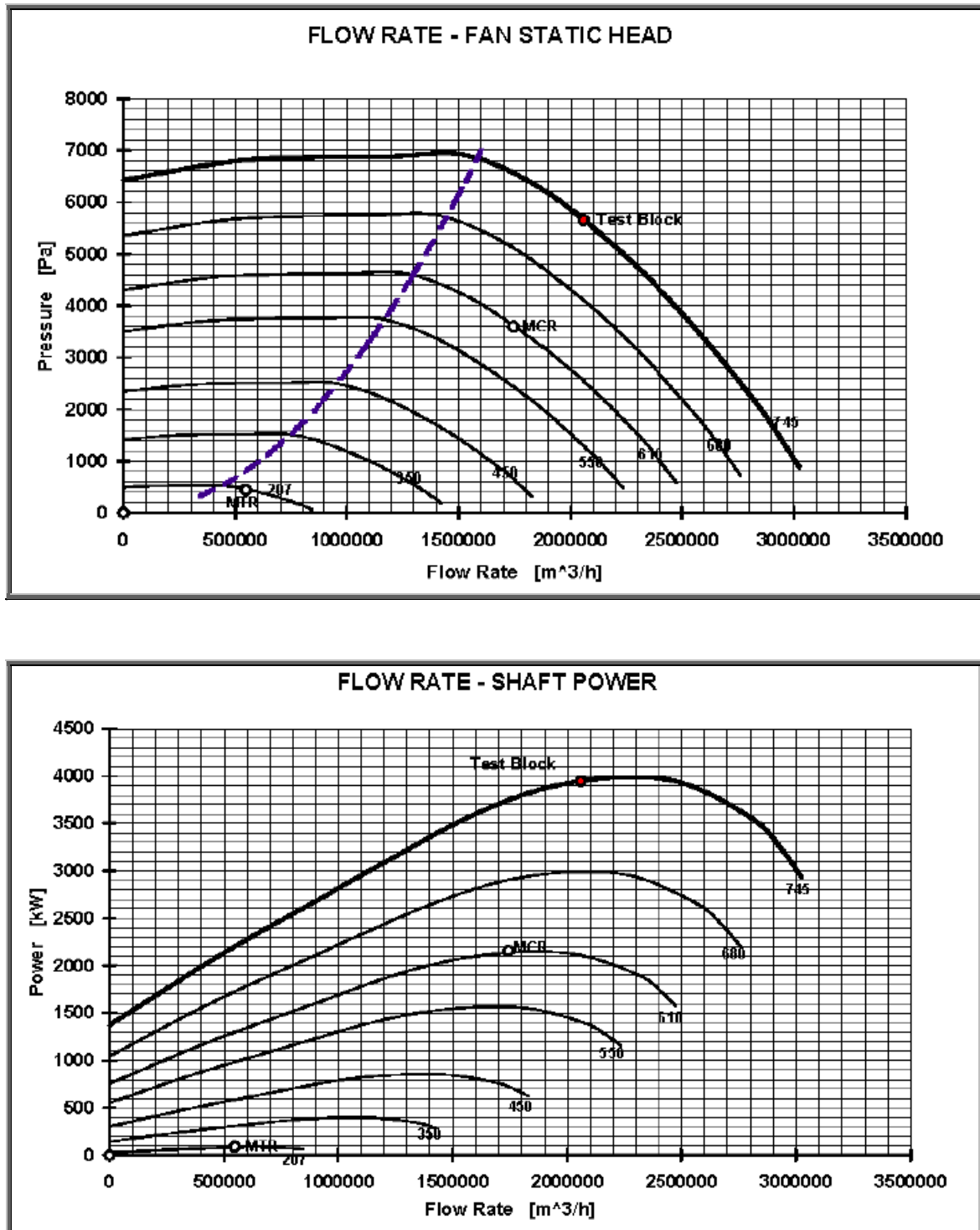


Figura I.1 A y B: Curvas del ventilador de refuerzo de gases al desulfurador (Booster Fan).

Las características de los conductos de gas de combustión son de características similares:

- Material de los conductos = EN 1015S del UNI de S355 JOW.
- Dimensión de la sección de los conductos = Variable.
- Grueso = 6 – 8 mm.

- Temperatura de diseño = 200°C.
- Presión de diseño = -600/700 m.c.a.
- Material de revestimiento interno = Escamas de resina de Vinilo-éster (desde la salida del Absorbedor).

Las principales características del Gas Sucio, son:

- Flujo = 1.110.000-1.140.000 Nm³/h del humo.
- 130°C de temperatura.
- Composición:
- H₂O: 6.7-7.8 % Vol.
- CO₂: 12.4-13.4 % Vol.
- O₂: 5.0-5.7 Vol.
- N₂: 73.7-73.2 Vol.
- SO₂: 1994-5970 mg/Nm³ (*).
- SO₃: 10-30 mg/Nm³ (*) (**).
- NO_x: 500 mg/Nm³ (250 después de 2018) (*).
- NH₃: <0,1 mg/Nm³.
- Ácido clorhídrico: 3 50 mg/Nm³.
- HF: 50 mg/Nm³.
- Cenizas: 100 mg/Nm³ (*).

(*) Con el O₂=6% Vol. (**) incluyendo el gas y las gotas ácido sulfúrico.

Las principales características del aire caliente, son:

- Temperatura = 310 – 370°C.
- Presión = 250 m.c.a.
- Macropartícula sólida: < 50 mg/Nm³.

Las emisiones requeridas en chimenea son:

- NO_x: < 850 mg/Nm³ (*).
- SO₂: < 400 mg/Nm³ (*).
- Macropartícula sólida: < 50 mg/Nm³ (*).

I.2.- Torre de absorción.

Es un tanque de reacción cilíndrico vertical. La parte inferior, o cárter, es la zona de líquido donde se almacena la mezcla de los productos de la reacción en forma de lechada. El nivel del líquido está entre 8 y 9 metros. En esta zona se encuentran los agitadores para conseguir una mezcla homogénea, las dos aspiraciones de las bombas de lechada de yeso y 5 bombas de recirculación, descargas de los dos soplantes de oxidación y 2 líneas aportación de lechada fresca de caliza, aditivos de NaOH y ácido DBA.

Por encima del cárter se encuentra la sección de gas, donde entran los gases de combustión que saldrán una vez depurados por la parte superior de la torre. Entre la entrada y la salida de gases se encuentran en dirección del flujo los 5 bancos de atomización de lavado cada 1,8 m y posteriormente las dos etapas del eliminador de gotas. La torre dispone de válvula de venteo y de refrigerador de emergencia situados en la parte más alta del mismo.

Características de la torre de absorción

En la tabla I.3 se recogen las características técnicas más relevantes de la torre de absorción, mostrándose en la tabla I.4. los acrónimos de los componentes del sistema representados en la figura I.2.

Tabla I.3: Características de la torre de absorción		
Descripción	Valor	U.M.
Temperatura de diseño	80	°C
Presión de diseño	+ 700/- 250	mmH ₂ O
Diámetro de la torre de absorción (diámetro de la sección del gas - diámetro del cárter)	11.500 - 15.000	milímetros
Altura total del absorbedor	39.990	milímetros
Grosor de pared sección del gas	8 - 10	milímetros
Grosor de pared sección del cárter	12 - 16	milímetros
Material del recubrimiento interno	Caucho	
Grosor del caucho del recubrimiento interno.	≥ 4	milímetros

Tabla I.4: leyenda plano torre de absorción	
SC1 a SC5	Aspiraciones de las bombas de recirculación
N9 y N10	Aspiraciones de las bombas de lechada de yeso
R1 y R5	Conexiones de los agitadores (representados 2 los 5)
N1 y N5	Entrada aire de oxidación (representadas 2 de los 5)
N19 y N23	Limpieza aire de oxidación (representados 2 de los 5)
N26 y N25	Drenaje del absorbedor
N40	Rebose
N27 y N28	Conexiones entrada de lechada fresca de caliza
G1	Conducto entrada de gases
N30 – N37	Entrada agua de refrigeración de emergencia
SP1 a SP5	Descarga de las bombas de recirculación hacia bancos de atomización
	Demister = eliminador de gotas
G2	Salida de gas del absorbedor
G3	Conexión válvula de emergencia de desahogo

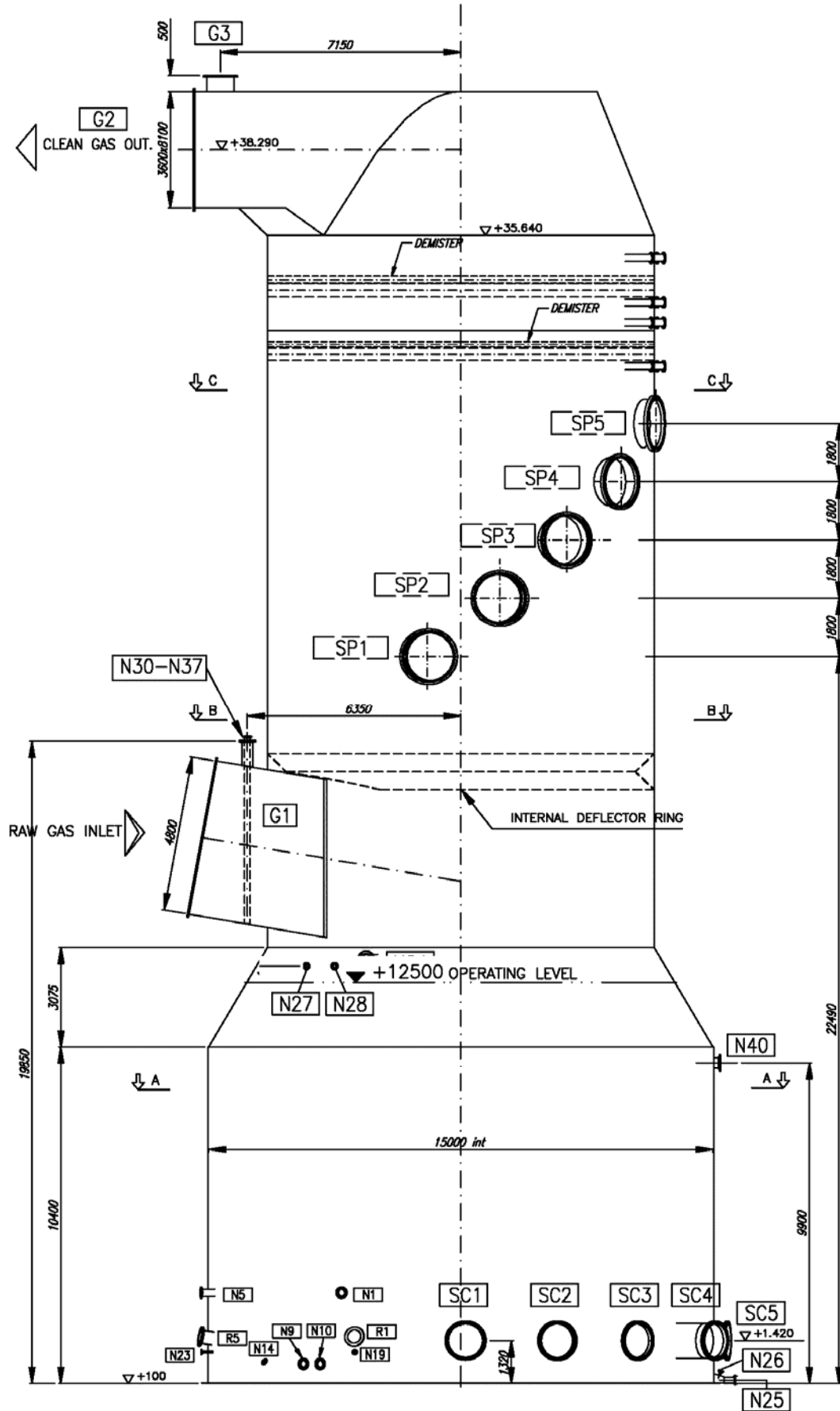


Figura I.2: Torre de absorción de la Central Térmica de Puente Nuevo.

I.3.- Bombas de recirculación.

En la planta de desulfuración se han instalado 5 bombas de recirculación, cada una de ellas conectada a su propio banco de atomización. El número de bombas que pueden estar en operación es de 2 a 5, siendo 2 para bajos contenidos en SO₂ y 5 para máximo contenido de SO₂.

Las bombas (figuras I.3, I.4 y I.5), están provistas en el interior de una carcasa espiral según DIN 24256 no metálica hecha de una aleación de mineral de fundición.

Todas las bombas constan de un motor eléctrico de media tensión (6 kV).

Las características principales de las bombas y el fluido se recogen en la tabla I.5:

Tabla I.5: Características de las bombas de recirculación					
Bomba	Caudal (m ³ /h)	Potencia motor (kW)	Altura de descarga (m)	Frecuencia motor (Hz)	Velocidad motor (r.p.m.)
Nº1	7000	600	19,3	50	496
Nº2	7000	650	21	50	496
Nº3	7000	700	22,8	50	496
Nº4	7000	750	24,5	50	496
Nº5	7000	800	26,3	50	496
Características del fluido					
Temperatura	°C			50	
Densidad	Kg/m ³			1200	
Concentración de sólidos en suspensión	%peso			12	
Concentración de cloruro	ppm			50000 min. – 100000 máx.	
pH				4 - 6	

La serie de bombas centrífugas ROWA-MCC se emplea en numerosas ramas de la industria en los que se bombean mezclas de líquido abrasivas y agresivas y asumen elevadas exigencias.

Están fabricadas con una aleación mineral que consta de una mezcla de resina termoestable, resistente al calor y a las sustancias químicas, y han sido mejoradas con prolongadores minerales, p.ej. carburo de silicio, arena de sílice o cerámica.

Áreas de aplicación:

Mezclas de líquidos abrasivos y agresivos. Respetuoso con el medio ambiente, resistente al desgaste, a las altas temperaturas y a sustancias químicas.

Diseño estructural:

Las bombas ROWA-MCC son bombas centrífugas horizontales, de una etapa y de un solo sentido de flujo alojadas en carcasa espiral. La carcasa espiral presenta un refuerzo metálico totalmente revestido con SiCcast. El impulsor está provisto de unos álabes curvados espacialmente, es decir, curvados en tres dimensiones. La línea de aspiración sirve para el bombeo de flujo axial y la línea de descarga, sirve para el flujo radial en dirección ascendente. Los tamaños no incluidos en DIN 24256 poseen una salida tangencial.

Dependiendo del tamaño de la bomba se puede instalar una placa de desgaste en el lado de aspiración con un orificio inclinado. El espacio en el orificio inclinado puede reducirse ajustando el impulsor en dirección axial.

El sello entre el eje y la carcasa espiral que cubre la mitad del lado del cojinete se garantiza mediante el sello mecánico Düchting, tipo DÜTEC. También es posible instalar otros tipos de sellos mecánicos.

Carcasa espiral

La carcasa espiral posee dos fundas de refuerzo unidas mediante tornillos y estas fundas de refuerzo están totalmente revestidas con mineral de fundición. Los sellados necesarios sólo entran en contacto con superficies de metal de fundición. Esto garantiza la total resistencia frente a la corrosión.

Impulsor

La bomba centrífuga ROWA-MCC presenta un impulsor cerrado de álabe atornillado. Este impulsor cerrado está sellado a la línea de aspiración mediante una junta de estanqueidad inclinada.

La carrera del impulsor metálico transmite el par de apriete mediante una llave. El impulsor está fijado al eje de la bomba mediante una tuerca del eje. Adicionalmente, la cubierta del impulsor realizada en mineral de fundición protege de la corrosión todos los componentes de metal.

Placa de desgaste del lado de aspiración

La bomba centrífuga está equipada con una placa de desgaste en el lado de aspiración, la cual está integrada en la carcasa espiral. La placa de desgaste

está fijada al anillo mediante los tornillos y puede desmontarse hacia el lado del accionamiento.

Cubierta de la carcasa

La cubierta de la carcasa ha sido fabricada en una tecnología combinada y va fijada a la carcasa espiral mediante los tornillos. Está sellada a la carcasa espiral mediante la junta tórica. Además, la cubierta de la carcasa posee un anillo de inserción, que aloja el sello mecánico.

Conjunto del cojinete

El cojinete cumple con todas las condiciones de funcionamiento sin necesidad de distintas versiones. El cuerpo del cojinete está hecho de hierro de fundición. El cojinete del lado del accionamiento está fijo.

El cojinete se acomoda al dispositivo de rodadura, eje y cojinete. Las fugas de aceite lubricante se impiden mediante el sellado laberíntico de las cubiertas del cojinete.

La lubricación tiene lugar mediante lubricación por inyección. Hay una mirilla de inspección instalada a un lado para comprobar el nivel del aceite.



Figura I.3: Vista 3D Bomba de recirculación.

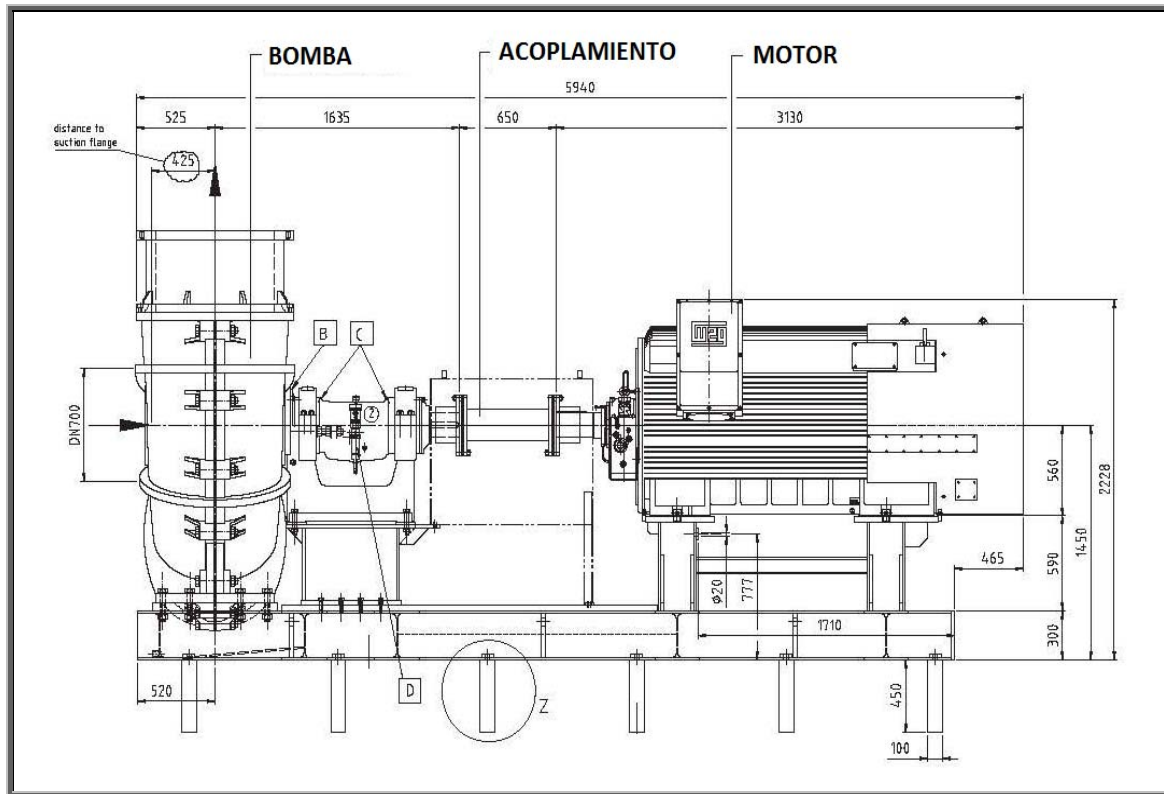


Figura I.4: Bomba de recirculación.



Figura I.5: Fotografía de una bomba de recirculación de la Central Térmica de Puente Nuevo

I.4.- Bancos de atomización

Existen 5 líneas de atomización (figura I.6), una por cada bomba de recirculación, distribuidas en 5 niveles con una distancia entre cada banco de 1,8 m. Los atomizadores se encuentran ensamblados en todo el área circular del absorbedor, de forma que puedan lavar el mayor volumen de gases posible (figura I.7).

Las líneas de atomización están hechas de plástico reforzado con fibra de con revestimiento interno y externo contra la abrasión (figura I.8). Este revestimiento anti-abrasión contiene carburo de silicio o corindón como materiales especiales para soportar la abrasión provocada por el flujo de gas de combustión y la atomización de los inyectores de suspensión.

Existen 4 modelos de atomizadores que la ingeniería ha diseñado y distribuido por los cinco bancos de recirculación para conseguir la mayor área de lavado de gases posible (figura I.9). Cada atomizador evacua un caudal de lechada de recirculación con un tamaño de gota, y a la presión de la bomba de recirculación en cuyo banco está ensamblado.

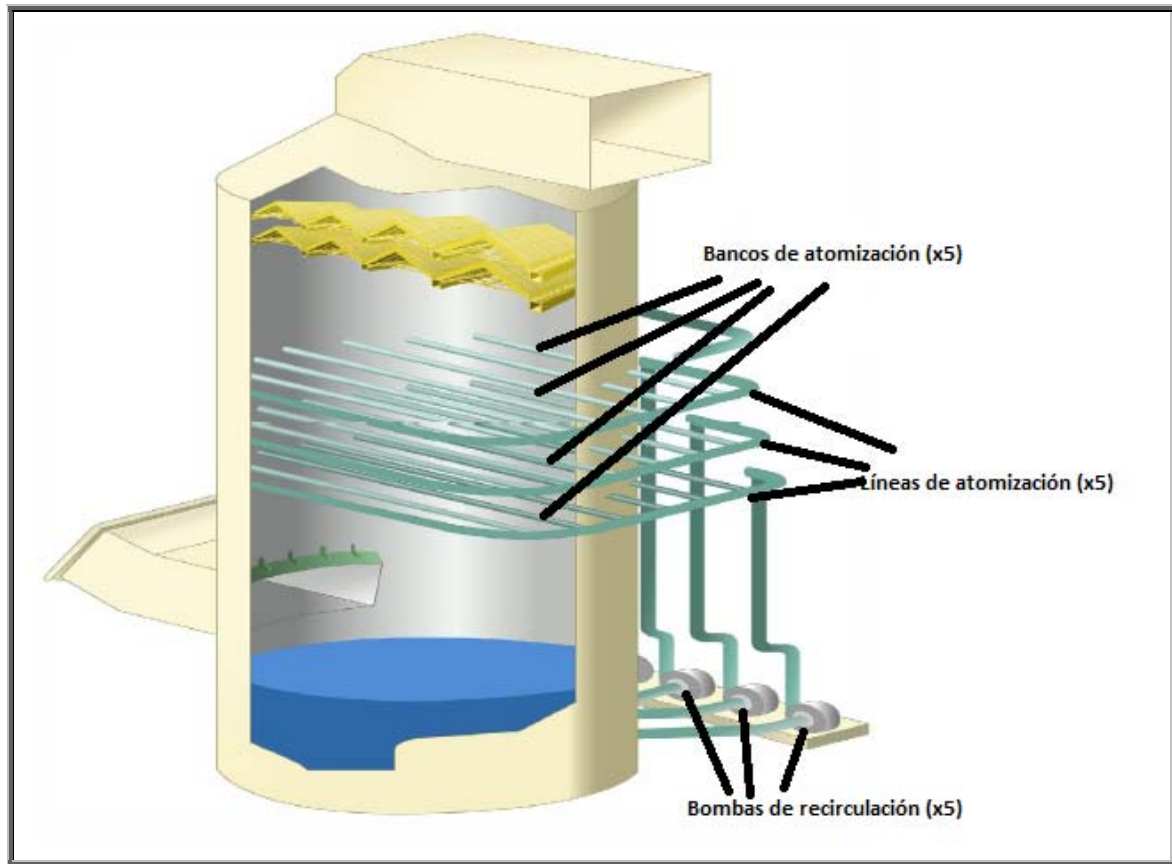


Figura I.6: Sistema de recirculación.

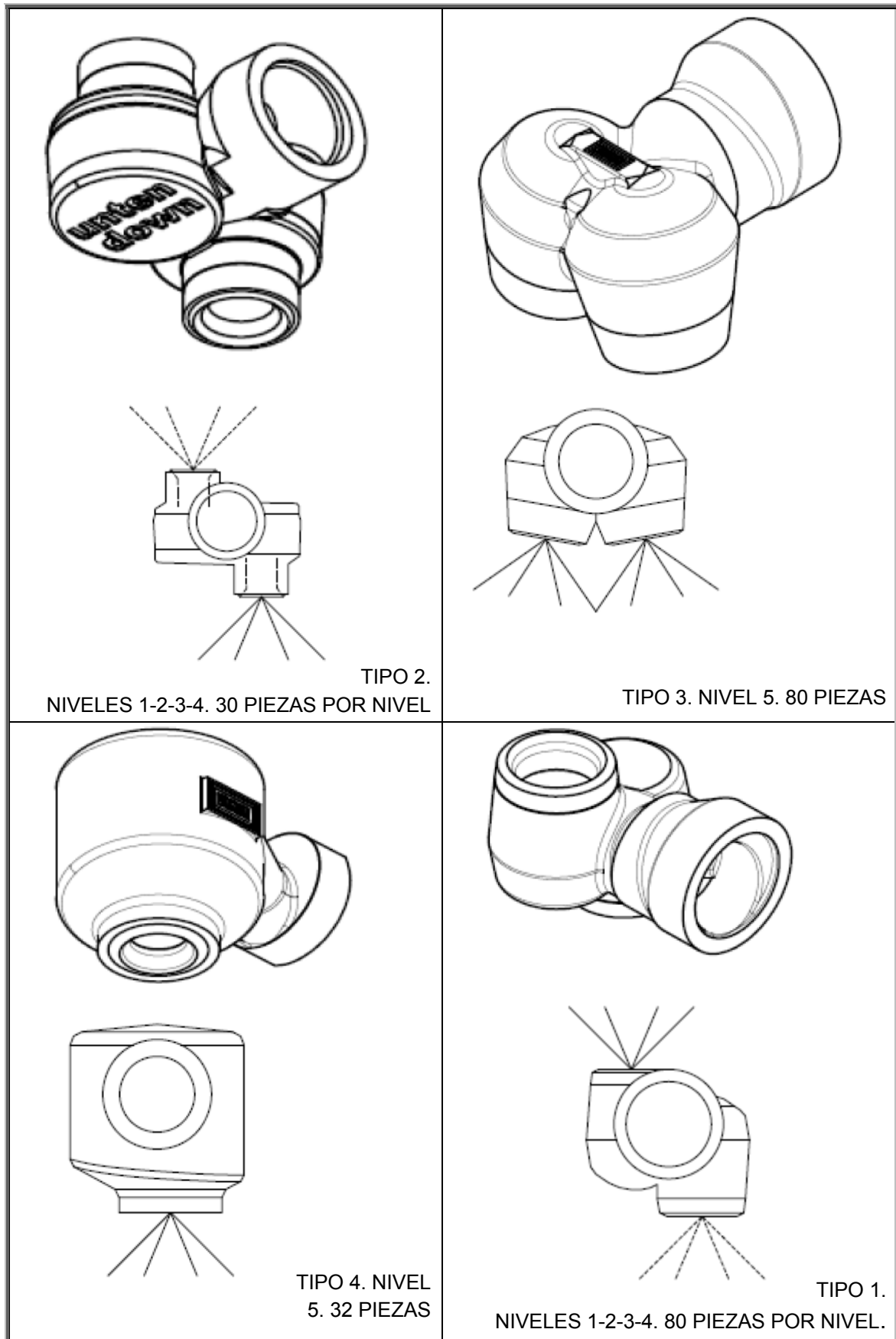


Figura I.9: Modelos de atomizadores.

I.5.- Tanque de preparación de caliza.

Tabla I.6: Tanque de preparación de caliza				
NUMERO DEL TAG: TQ_5951		UNIDADES: 1		
FABRICANTE: MECAVI				
DESCRIPCIÓN DEL FLUIDO LECHADA DE CALIZA		SERVICIO: • Continuo Discontinuo Intermitente		
CARACTERÍSTICAS DEL FLUIDO				
	Temperatura [°C]	Susp. solids conc. [%]	Densidad [kg/m ³]	pH
NOMINAL	20	30	1250	-
MINIMO	5	20	1200	8
MAXIMO	30	35	1300	10
CaSO4.2H2O	%	0		
CaSO3.1/2H2O	%	0		
CaCO3	%	96		
MgCO3	%	1		
inertes	%	3		
Ceniza	%	0		
CaF2	%	0		
MgF2	%	0		
Concentración Sólidos en Suspensión	%	30,00		
Contenido en cloruros (operación normal)	ppm	38		
Contenido en cloruro (máximo)	ppm	100		
Concentración ácido dibásico (DBA)	ppm	0		
Temperatura:	°C	15		
Viscosidad	mPa s	4,00		
Dimensión máx. de sólidos	µm	44,00		
DATOS DE DISEÑO				
INSTALACIÓN: • Exterior Interior		ALTURA TOTAL: 6590 mm	MAXIMO NIVEL DEL LIQUIDO: 5350 mm	
DIAMETRO INTERIOR: 5500 mm				
TIPO DE CABEZA: GRUESA/CONICA		CERTIFICADO MATERIAL: SI	CORROSIÓN PERMITIDA: N.A.	
NO. OF INT. BAFFLES: 4		ANCHO: 450 mm	LARGO: 5000 mm	ESPACIO HASTA EL MURO: 250 mm
PRESION DE DISEÑO: Atm.		PRESION DE OPERACION: Atm.	PRESION HIDROSTATICA LLENO DE AGUA	
TEMPERATURA DE DISEÑO: 50°C		TEMPERATURA DE OPERACION: Ambiente	RADIOGRAFIA: 100% CRUZADA + 10% ALEATORIA	
AISLAMIENTO: NO		PESO VACIO: 15000 kg	PESO LLENO DE AGUA: 153000 kg	
PESO LLENO DE FLUIDO: 166250 kg		CARGA DE VIENTO: -	CARGA SISMICA:	
CODIGO APLICABLE : N.A.		CAPACIDAD DEL TANQUE: 138 m ³	CAPACIDAD UTIL: 121 m ³	

I.6.- Bomba de aportación de lechada de caliza fresca.

Tabla I.7: Bomba de aportación de lechada fresca de caliza				
<i>Denominación</i>	<i>Bomba de aportación de lechada de caliza fresca</i>			
Número de tag	B_7007A / B_7007B	P&I D:	PBPNU55045	
Fabricante	TURO ITALIA SPA			
Modelo / Tipo	T 8-80 HP4 LB4 GU / Horizontal centrifuga			
Cantidad	Disponible	2	En operación	1
Tamaño de la tubería	Línea de descarga	DN 100	Línea de aspiración	DN 100
Tamaño de la tobera	Línea de descarga	DN 80	Línea de aspiración	DN 100
Tobera estándar	ANSI B16.5			
DATOS DE POSICION				
Temperatura del aire ambiente	°C	-5 / 40		
humedad relativa del aire ambiental	%	50 / 100		
altitud	sobre el nivel del mar	443		
Presión atmosférica	mbar a	96.116		
DATOS DE OPERACIÓN				
Tipo de servicio	Continuo			
Instalación	exterior			
Fluido de trabajo	Lechada de caliza			
Temperatura del fluido	°C	15 - 35		
Densidad del fluido	kg / m3	1200 / 1250		
Viscosidad del fluido	mPa*s	4		
Concentración de sólidos en suspensión	% en peso	30		
Máxima dimensión de los sólidos	µm	45		
pH		8 - 9		
Cl concentración	ppm	4.000		
Máximo nivel de ruido @ 1 m	dB(A)	82		
DATOS DE LA BOMBA				
Capacidad	m3/h	70		
Máxima capacidad	m3/h	110		
Presión de aspiración (min / máx.)	m columna de líquido	0,2 / 5,4		
Presión diferencial	m columna de líquido	36		
Presión de impulsión	m columna de líquido	39		
Longitud de la bomba (sólo vertical)	m	No aplicable		
Temperatura de diseño	°C	80		
Presión de diseño	bar	10		
Velocidad de la bomba	rpm	1480		
Primera velocidad crítica	rpm	1180		
Eficiencia de la bomba a la capacidad nominal	%	40		
Potencia absorbida en el eje	kW	21,5 (nominal) / 27 (máx.)		
Potencia nominal del motor (req.)	kW	30		
NPSH disponible	m columna de líquido	10		
NPSH requerido	m columna de líquido	5		

ANEXO I.- Descripción de los equipos relevantes

Diámetro del impulsor	mm	317	
Tamaño aspiración / descarga de la bomba	mm	100 / 80	
Peso de la bomba	kg	240	
Peso de la bancada	kg	115	
Peso del motor	kg	275	
Peso total	kg	630	
CARACTERÍSTICAS CONSTRUCTIVAS Y MATERIALES			
Numero de etapas	1		
Numero de paletas	8		
Tipo de impulsor	EMPOTRADO		
Equilibrio del impulsor	Paletas traseras		
Acoplamiento bomba/motor	TIPO DENTADO		
Tipo del cojinete de empuje	RODAMIENTO DE BOLAS	Tamaño del cojinete de empuje	n°2 7311
Tipo del cojinete radial	RODAMIENTO DE BOLAS	Tamaño del cojinete radial	n°1 6311
Lubricación de lo cojinetes	ACEITE		
Tipo del sello del eje	MECANICO DOBLE		
Fluido requerido para el sello	AGUA LIMPIA		
Caudal requerido en el sello	m3/h 0,48	bar 5,5	< 40°C
Material de la carcasa	GGG40 ebanitado internamente		
Material del impulsor	ASTM A494 UNS N26059		
Material del eje	SAF 2205		
MOTOR			
Numero del tag	M_7007A / M_7007B		
Potencia nominal	kW	30	
Velocidad a máx. carga	rpm	1475	
Tensión / fase /frecuencia	V / Hz	400 / 3 / 50	
Eficiencia	%	93,6	
Cos ϕ	-	0,8	
Corriente nominal / arranque	A	55 / 328	
Protección	-	IP55	
Clase de aislamiento	-	F	
Clase de temperatura	-	B	
Lubricación	-	GRASA	
Fabricante	-	ABB	

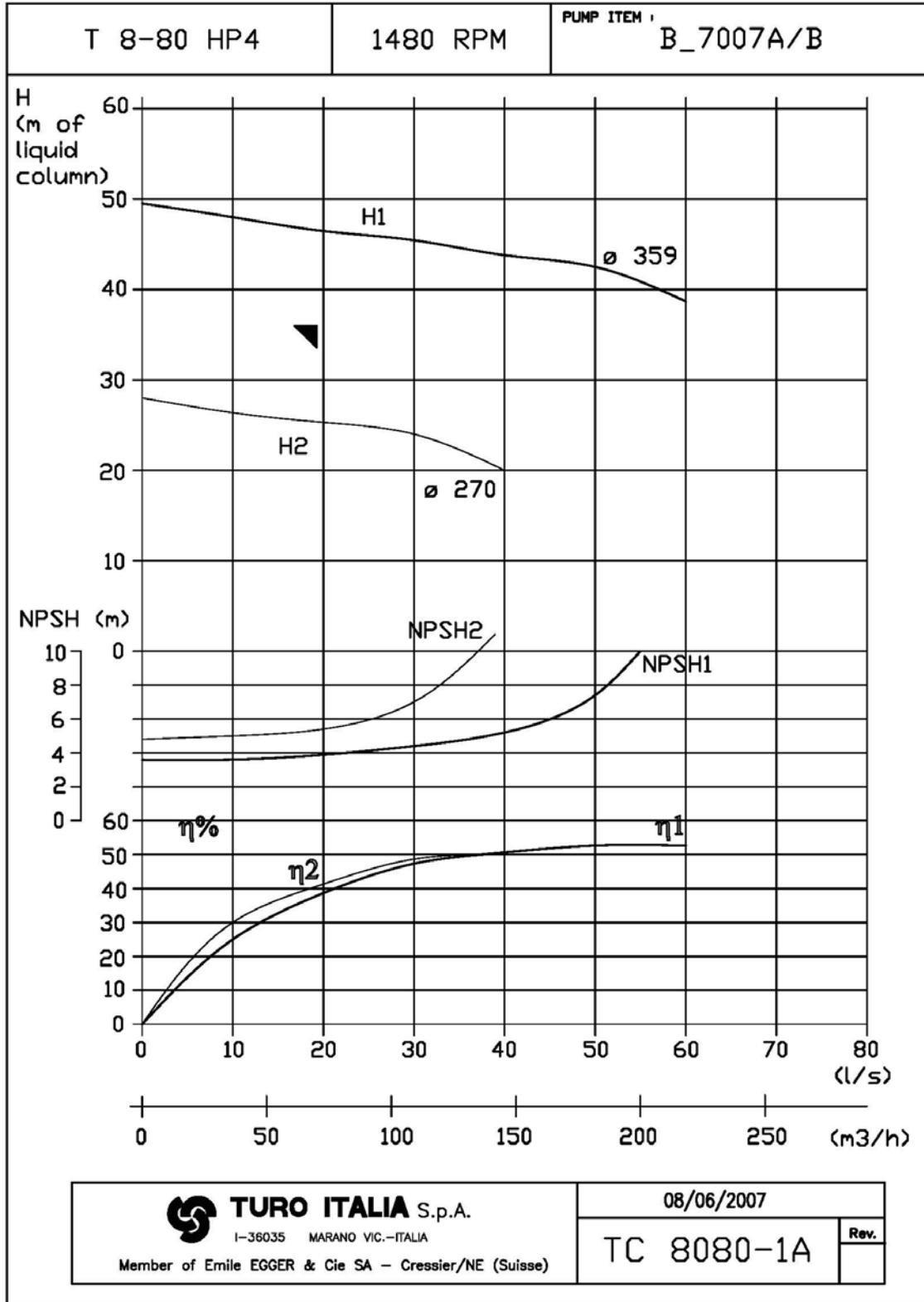


Figura I.11: Curva característica de la bomba de aportación de lechada fresca de caliza

I.7.- Transmisor de caudal de lechada de caliza fresca.

Características

- *Condición de aplicación*
 - Temperatura ambiente: -25°C a +55°C
 - Humedad relativa: 5% a 100%
 - Presión ambiental: 86 a 106kPa.

- *Condiciones del proceso*
 - Temperatura de operación: min. 10°C; máx. 50°C
 - Conductividad del fluido: >5 μ S/cm
 - Presión: 4.0MPa (DN15+DN150)
1.6MPa (DN100+DN150}

1.0MPa (DN200+DN1000)

0.6MPa (DN1200+DN1600)}

- *Sensor*
 - TuboDN: 15, 25, 32, 40, 50, 65, 80, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1200, 1400, 1600.
 - Rango de velocidades: 0.5m/s+15m/s
 - Precisión : \pm 0.2%, \pm 0.3%, \pm 0.5% del valor medido para DN15+DN350; \pm 0.5% del valor medido para DN400+DN1600
 - Material del tubo de medición: acero inoxidable AISI321
 - Material del revestimiento de goma, poliuretano, PTFE, FEP
 - Material de los electrodos de acero inoxidable SS 316TI, Hastelloy B, Hastelloy C, Titanio, Tantalio
 - Material brida de conexión: acero al carbono
 - Protección de la cubierta: IP68

- *Transmisor*
 - Condiciones del proceso
Temperatura ambiente: -25 + +60 'C

Humedad relativa: 5%+90%
 - Energía: 85+265V AC, 48+63Hz o 24V DC Consumo: menos de 20W
 - Precisión
 \pm 0,2%, \pm 0,3%, \pm 0,5%

- Repetitividad
0,07%, 0,10%, 0,17% del valor medido.
- Salida analógica
Salida de corriente: 0-10mA y 4-20mA

Resistencia a la carga: 0-1,5 Kohm p/ 0-10 mA; 0÷750 ohm p/ 4-20mA

Error básico: valor medido más error básico $\pm 10 \mu\text{A}$
- Salida de frecuencia y pulso
Frecuencia: para dirección hacia adelante y atrás, la frecuencia puede ser asignada entre los 1÷ 5000Hz. La salida es un transistor de colector abierto con aislación galvánica. El suministro de energía externo no debería ser superior a los 30V y la corriente máxima para el colector es de 250 mA cuando está en funcionamiento.

Pulso: para dirección hacia adelante y atrás. Los pulsos pueden ser de hasta 15000 por segundo. El ancho del pulso de hasta 25ms. La salida es un transistor de colector abierto con aislación galvánica. El suministro de energía externo no debería ser superior a los 30V y la corriente máxima para el colector es de 250 mA cuando está en funcionamiento. A través de una resistencia de polarización interna, las salidas de frecuencia y pulso pueden usar el suministro de energía de 24V. La corriente máxima para el colector es de 2,3 mA cuando está en funcionamiento.
- Alarma
Las dos alarmas son una salida con transistor de colector abierto con aislación galvánica. El suministro de energía externo no debería ser superior a los 30V y la corriente máxima para el colector es de 250 mA cuando está en funcionamiento. La salida de alarma indica las siguientes averías: dirección hacia una tubería vacía, analógico excede su rango, frecuencia excede su rango y la avería de excitación de campo magnético.
- Salida digital
Salida por línea serie comunicación vía RS485. Tiene protección contra rayos.
- Atenuación
2-100 s (90%)

- Aislamiento
El voltaje de aislamiento es mayor de 500 V entre la salida analógica, el pulso (frecuencia de pulso), alarma y tierra.

I.8.- Transmisor de densidad de lechada de caliza fresca.

- Tipo de entrada al control distribuido: Entrada analógica.
- *Condiciones del proceso*
 - Fluido: Lechada de caliza
 - Temperatura: min. 10 °C – máx. 30°C.
 - Presión: min. 0,5 bar – máx. 3 bar.
 - Densidad: min. 1000 kg/m³ – máx. 1300 °C.
- *Especificaciones del instrumento:*
 - Sustancia radioactiva: Caesium 137.
 - Condición física: sólido cerámico.
 - Actividad: 50 mCi máx.
 - Material de la cápsula: Argón.
 - Apantallado: Plomo.
- *Montaje:*
 - Fuente y detector: Abrazadera en la línea de proceso.
 - Línea de proceso: DN 125, PN 10.
 - Material: Fibra de vidrio revestida con plástico.
- *Convertidor:*
 - Montaje: nivelado.
 - Protección mecánica: IP 55
 - Fuente de alimentación: 230 V – 50 Hz
 - Señal de salida: 4 – 20 mA.
 - Rango de medida: 1000 a 1300 kg/m³
 - Precisión: ± 2 g/dm³
 - Resolución: ± 2 g/dm³

I.9.- Transmisor de pH del absorbedor.

- Marca Emerson.
- Tipo de entrada al control distribuido: Entrada analógica.
- *Condiciones del proceso*
 - Fluido: Lechada de yeso
 - Temperatura: min. 50 °C – máx. 60°C.
 - Presión: min. 1 bar – max. 5 bar.
 - Densidad: min. 1000 kg/m³ – máx. 1300 °C.
 - pH: min. 4,0; máx. 6,5
- *Especificaciones del instrumento:*
 - Transmisor:
 - Alimentación: 230 V – 50 Hz
 - Señal de salida: 4 -20 mA dc
 - Protección: IP 65
 - Precisión: ± 0,1 pH
 - Repetitividad: ± 0,05 pH
 - Rango: 0 – 14.
 - Span: 0 a 10.

I.10.- Transmisor de SO₂ salida de gases del absorbedor.

Es un analizador de gases para gases absorbentes de infrarrojos y oxígeno, marca Siemens, modelo Ultramat 23.

- *Generalidades:*
 - Componentes de medición: máx. 4, de éstos hasta 3 gases activos para rayos infrarrojos y oxígeno.
 - Márgenes de medida: 2 cada componente.
 - Líneas características: linealizadas.
 - Pantalla: LCD con retroiluminación LED y regulación del contraste; teclas de funciones, 80 caracteres (4 líneas / 20 caracteres).
 - Posición de montaje: Pared frontal perpendicular.
- *Estructura, carcasa.*
 - Tipo de protección: IP 20
- *Características eléctricas:*
 - Resistencia a interferencias: según las exigencias estándar de NAMUR NE 21 ó EN 50081 – 1, EN 50082 – 2.
 - Tensión: AC 230 V, 50 Hz.

- Consumo de energía: aprox. 60 VA.
- *Condiciones climáticas:*
 - Temp. Ambiente admisible:
 - En funcionamiento: + 5 a +45 °C.
 - En depósito y transporte: -20 a 60 °C.
 - Humedad ambiental admisible. <90 % de humedad relativa depósito y transporte.
 - Fluctuaciones de presión admisibles: 700 a 1200 hPa.
- *Condiciones de entrada del gas.*
 - Presión gas de medición. Absorción sin presión.
 - Flujo gas de medición. 72 a 120 L/h (1,2 a 2 L/min).
 - Temperatura gas de medición: 0 a 50 °C.
 - Humedad gas de medición: < 90 % humedad relativa sin condensación.
- Tipo de salida al control distribuido: salida analógica.
- Rango de medida: 0 – 400 mg/Nm³.

I.11.- Transmisor de SO₂ entrada de gases del absorbedor.

Analizador de gas por infrarrojo marca CEMS Tecnova HT para SO₂ con sensor de O₂ (figura I.12 y tabla I.8).

Puede medir concentraciones de NO, SO₂, CO₂, CO y CH₄ contenidos en los gases de combustión.

- *Características eléctricas:*
 - Tensión: 230 V c.a.
 - Frecuencia: 50 Hz
 - Consumo: 100 VA máx.
- *Condiciones de operación:*
 - Temperatura ambiente: - 5 a 45 °C.
 - Humedad ambiental: 90 % de humedad relativa o menos., sin condensación.
- Rango de medida: 0 – 7000 mg/Nm³.

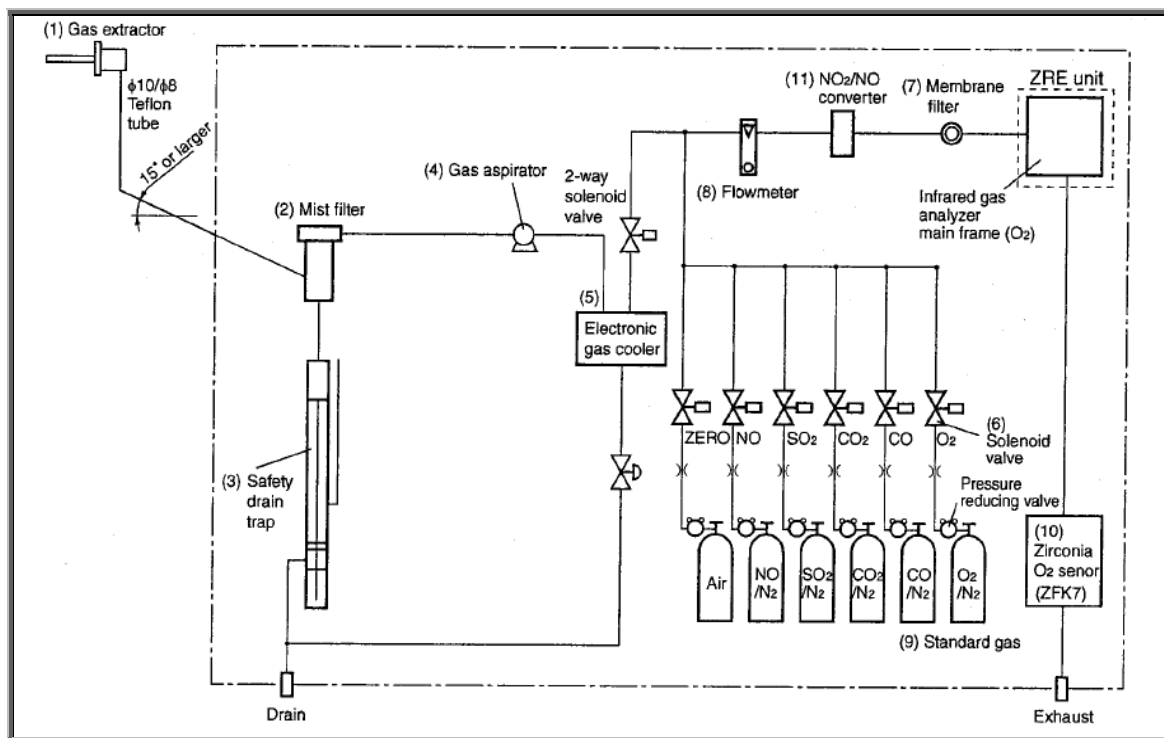


Figura I.12: Analizador de gases.

Tabla I.8: Leyenda analizador de gas

Nombre	Descripción	Nombre	Descripción
(1). Extractor de gases	Extractor de gases con un filtro de acero inoxidable de medida estándar de malla 40 μm .	(8) Medidor de flujo	Ajusta y monitoriza el caudal de la muestra de gas
(2) Filtro de gotas	Elimina agua, polvo y gotas	(9) Gas estándar	Gas de referencia usado para la calibración del cero y del span del analizador, dependiendo de la medida de gas.
(3) Sifón de drenaje de seguridad	Está dividido en dos partes para la presión positiva y negativa. Monitoriza y ajusta la presión de la muestra de gas.	(10) Sensor de O_2 de circonia.	Sensor de oxígeno externo de circonia utilizado para la medida de concentración de oxígeno en la muestra.
(4) Aspirador de gas	Para la aspiración de la muestra de gas	(11) Convertidor NO_2/NO .	Para analizar los NO_x , utilizando un material catalítico.
(5) Enfriador electrónico de gas	Seca la humedad en la muestra de gas al punto de rocío de		

	2°C.		
(6) Válvula solenoide	Se utiliza para introducir el gas de calibración		
(7) Filtro de membrana	Filtro PTFE utilizado para eliminar las pequeñas partículas de polvo.		

I.12.- Válvula de control de aportación de lechada fresca al absorbedor.

Es una válvula de bola de control con materiales de revestimiento cerámico para aplicaciones en ambientes altamente corrosivos y abrasivos. Las condiciones de servicio se presentan en la tabla I.9.

El principio básico está basado en la bola flotante. El asiento está rígido (fijo), mientras que la bola tiene una altura definida (libre) y está presionada por la diferencia de presión del flujo sobre el asiento inferior, sellándolo.

El movimiento de un cuarto de vuelta de la bola produce una apertura específica. La forma geométrica del orificio de la bola (triangular en V) permite varias características de flujo en función de requerimientos de procesos.

Ésta válvula de bola tiene un diseño del cuerpo dividido en tres partes (figuras I.14 y I.15). Esto permite conectar con la tubería directamente, la cual puede ser mayor que el orificio de la válvula, dando lugar a mejores características de flujo (figura I.13).

Tabla I.9. Condiciones de servicio de la válvula de aportación de lechada fresca de caliza				
Condiciones de servicio				
	Unidad	Máx. flujo	Flujo normal	Min. flujo
Caudal	m ³ /h	40	27	5
Presión de entrada	Bar	0,89	1,16	1,76
Presión de salida	Bar	0,74	0,54	0,36
Temperatura de entrada	°C	20	20	20
Densidad	Kg/ m ³	1200-1250	1200-1250	1200-1250
Viscosidad	(mPa*s)	4	4	4
Ph		8-10	8-10	8-10
Recorrido	%	81	58	29

- **Tubería**
 - Tamaño entrada y salida: DN 65
 - Material: fibra de vidrio (FRP)
- **Cuerpo de la válvula:**
 - Tipo: de bola con orificio triangular.
 - Tamaño: ANSI clase 150.
 - Material: AISI 304, revestimiento cerámico. Alúmina AL203
 - Conexión final: Entrada – AISI 150 embridada, salida AISI 150 embridada.
- **Asiento:**
 - Disco: cerámico Zirconia ZrO₂
 - Material del asiento: Cerámico alúmina AL203.
- **Actuador:**
 - Tipo: Neumático.
 - Modelo: Emerson E I O matic.
 - Tamaño: ES 305
 - Acción del muelle: Al cierre.
 - Acción: reguladora.
 - Presión máxima requerida: 4 bar
 - Presión mínima requerida: 2 bar.
 - Presión disponible de aire: 5,5 – 6,5 bar.
 - Actuador manual: si, por volante.
 - Acción por fallo de aire: cierre.
 - Señal de entrada 3- 15 psi.
- **Posicionador:**
 - Señal de entrada: 4 – 20 Ma.
 - Tipo: SIPART PS 2 HART.
 - Modelo: SIEMENS TIPO 6 DR 5 110
 - Manómetro: Si
 - Bypass: No
- **I/P Converter:**
 - Señal de entrada: 4 – 20 Ma.
- **Conjunto de aire:**
 - Modelo: CAMOZZI
 - Presión del conjunto: 4 bar.
 - Filtro. Si
 - Manómetro: Si

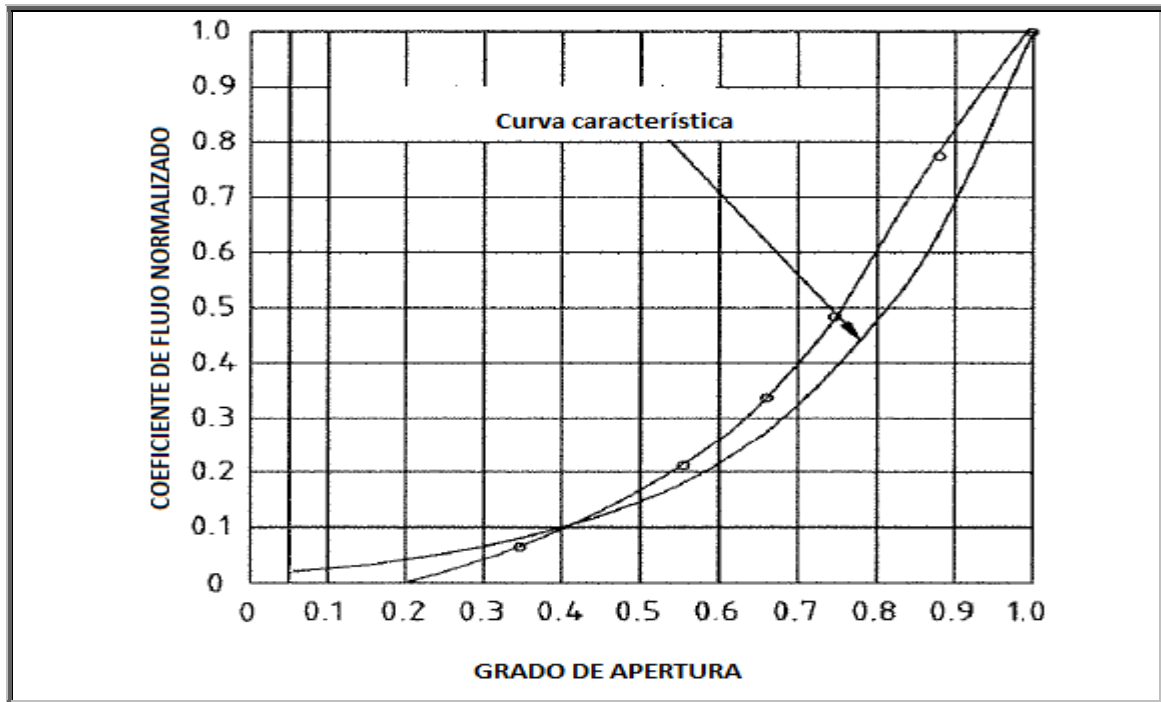


Figura I.13: Curva característica de la válvula de aportación de lechada fresca de caliza.

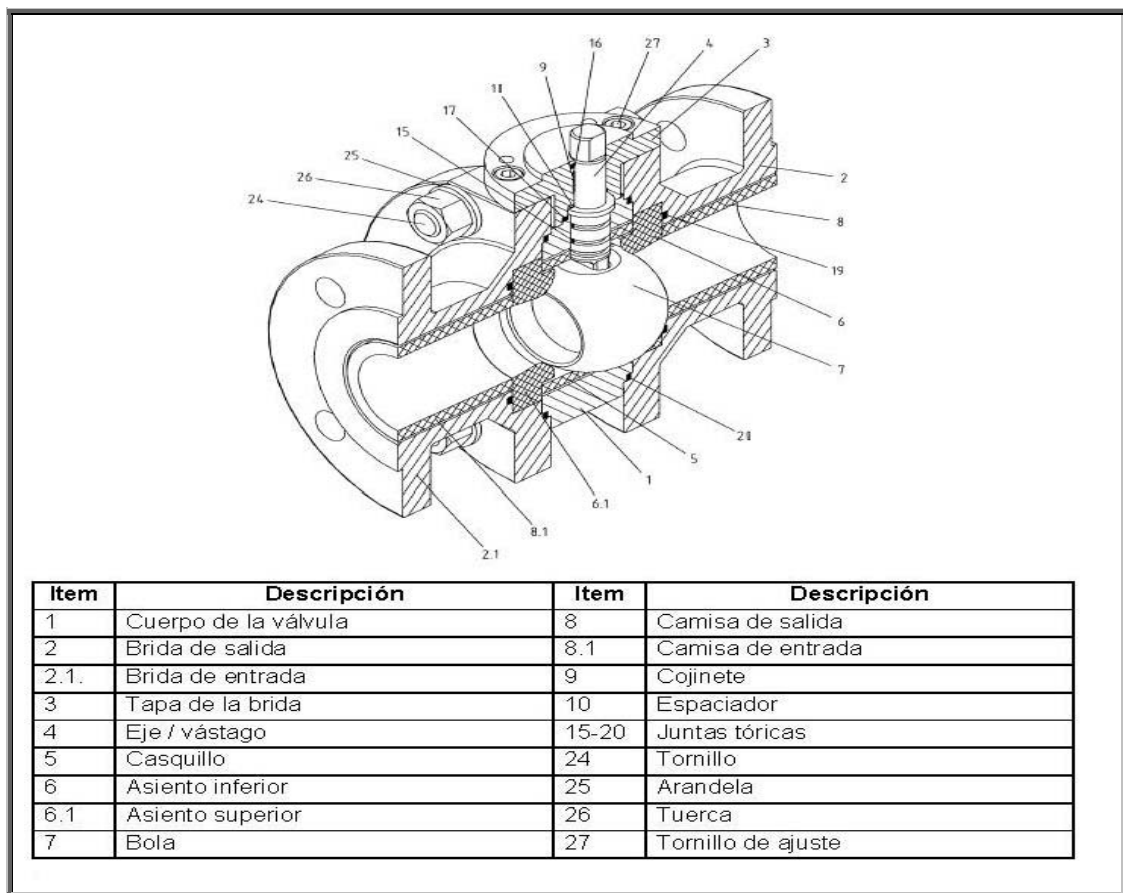


Figura I.14: Internos de la válvula de aportación de lechada fresca de caliza.

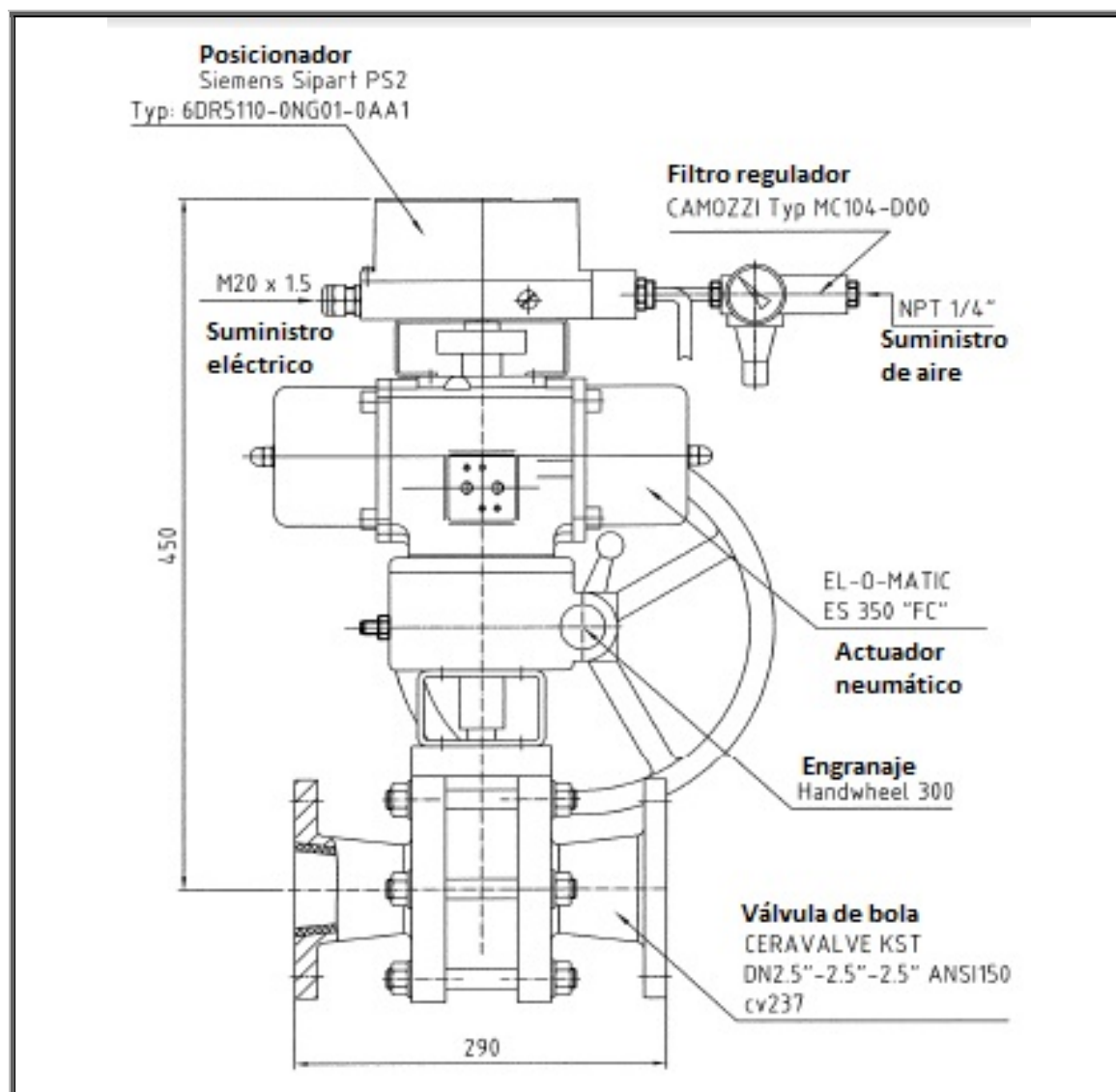


Figura I.15: Partes de la válvula de aportación de lechada fresca de caliza.

I.13.- Equipos del sistema de molienda de caliza.

I.13.1.- Molino de bolas húmedo

Existen 2 molinos bolas de molienda húmeda marca Cemtec (figura I.16) con una potencia de 360 kW. La capacidad de molienda está comprendida entre 6 tn/h y 10 tn/h.

El molino consta del tambor de placas de acero inoxidable con recubrimiento de caucho y tres motores:

- Motor de funcionamiento principal.
- Motor auxiliar para trabajos de mantenimiento.
- Motor de frenado para la parada del molino.

Las bolas son de forjado con una dureza de 48-52 Rockwell.



Figura I.16: Molino de bolas de molienda húmeda.

I.13.2.- Cinta de balanza.

El dosificador de caliza seca al molino húmedo de bolas utilizado en la Central Térmica de Puente Nuevo es marca SAET serie DPN (figura I.17).

Los dosificadores de la serie DPN son dosificadores/ extractores adecuados a la instalación directa debajo de los silos, en ambientes industriales pesados. Los sistemas de pesado WS200 se utilizan en los ambientes industriales para diferentes aplicaciones: pesado estático, pesado dinámico, dosificador,

dosificador con pérdida de peso, rampa de pesado y otras aplicaciones personalizadas a pedido específico del cliente.

Los sistemas están constituidos por una unidad central de control WS200 que adquiere la señal de peso de la celda de carga y, eventualmente, la señal de velocidad de una dinamotaquimétrica (dosificadores, pesado dinámico).

Un grupo de entradas y salidas analógicas y digitales permiten el intercambio de informaciones con el campo, el recibimiento de los comandos, las habilitaciones y el control de los equipos (válvulas, motores, etc.).



Figura I.17: Cinta de balanza de la Central Térmica de Puente Nuevo.

El sistema dosificador a cinta WS200 puede controlar de modo continuo el flujo de material descargado, manteniendo constante el caudal instantáneo respecto al punto de consigna.

La unidad a microprocesador WS200 calcula el caudal instantáneo y mide el total en base a la señal de peso (kg/m) y a la señal de velocidad (m/s). El caudal instantáneo se mantiene constante variando la velocidad de avance de la cinta.

El mismo sistema es capaz de controlar el llenado de la tolva de carga regulando el dispositivo de transporte cuesta arriba del dosificador.

La unidad electrónica controla la marcha y el paro del dosificador mediante un panel de comando WD200 o trámite entradas y salidas analógicas y digitales, o vía interfaz Profibus-DP.

El panel interfaz operador WD200, permite la parametrización y el montaje completo de las variables del sistema.

Los dos módulos opcionales WPS01 y WIO01 tienen respectivamente las funciones de permitir el intercambio de las principales variables de pesaje vía red profibus DP y de adquisición de un segundo puente de pesaje.

El principio de funcionamiento del dosificador DPN puede sintetizarse de la manera siguiente:

Se parte de la condición que prevé la tolva de alimentación siempre llena de material para dosificar.

La curva característica de la cinta (figura I.18) se determina a partir del peso nominal en el puente de pesaje, y muestra cómo el caudal Q es lineal respecto a la velocidad. La linealidad viene garantizada en todo el campo de regulación que va del 5 % ÷ 100% del caudal nominal.

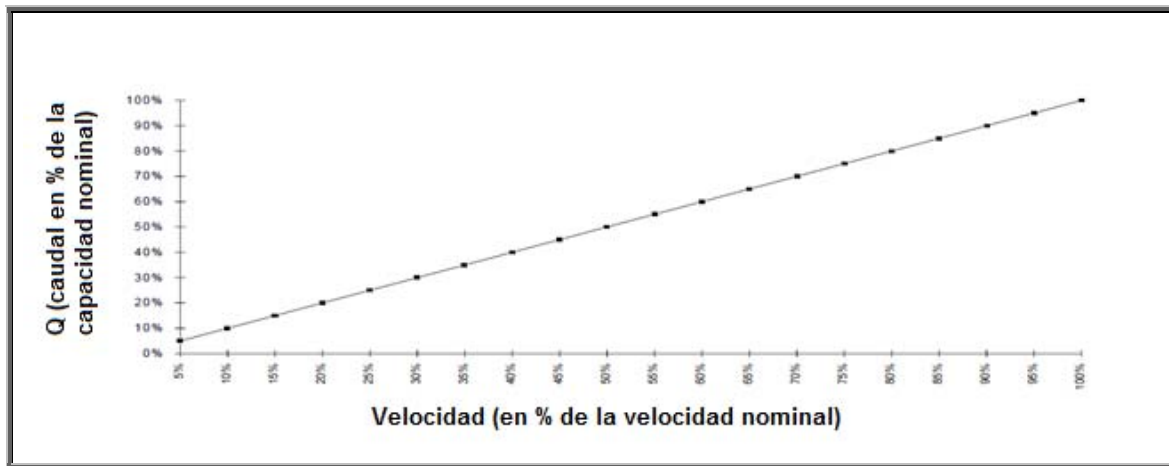


Figura I.18: Curva característica de la cinta de balanza.

I.14.- Equipos de extracción, gestión y secado del subproducto (yeso).

Las características principales de los equipos más importantes del sistema de extracción y secado de yeso, son:

Bombas de extracción o sangrado del yeso:

- Tipo = centrífugo.
- Impulsión = Motor eléctrico.
- Potencia del motor = 75 kW.
- Caudal de diseño = 175 m³/h.

Hidrociclón primario:

- N° de hidrociclones = 5.
- Temperatura de diseño = 60°C.
- Presión de diseño = 2 bar.
- Altura = 1.600 mm.
- Cuerpo = poliuretano.
- Caudal de la alimentación = 175 m³/h.
- Caudal de rebose (overflow) = 146,7 m³/h.
- Caudal inferior (underflow) = 28,3 m³/h.

Tanque de rebose del hidrociclón.

- Diámetro = 2.350 mm.
- Altura = 2.658 mm.
- Material = Fibra FRP.
- Espesor = 10 mm.
- Temperatura de diseño = 45°C.
- Presión = atmosférica.

Bombas de alimentación de los hidrociclones secundarios:

- Tipo = centrífugo.
- Impulsión = Motor eléctrico.
- Potencia del motor = 15 kW.
- Caudal de diseño = 6 m³/h.

Hidrociclón secundario:

- N° de hidrociclones = 3.
- Temperatura de diseño = 60°C.
- Presión de diseño = 2,1 bar.
- Altura = 971 mm.
- Cuerpo = poliuretano.
- Caudal de la alimentación = 5,8 m³/h.
- Caudal de la rebose (overflow) = 5,3 m³/h.
- Caudal inferior (underflow) = 0,5 m³/h.

Tanque de recuperación y suspensión.

- Diámetro = 6.000 mm.
- Altura = 4.470 mm.
- Material = S 275 J0 - EN 10025 del UNI
- Recubrimiento = Caucho.
- Espesor = 8 mm.
- Temperatura de diseño = 50°C.
- Presión = atmosférica.

El tanque de recuperación y suspensión tiene la misión de recoger y devolver al absorbedor los siguientes flujos:

- Descarga del tanque de filtrado.
- Rebose del tanque de agua de lavado de la tela.
- Agua de limpieza de las bombas.
- Flujo inferior-(underflow) de los hidrociclones primarios.
- Rebose del tanque del hidrociclón.
- Rebose(overflow) de los hidrociclones secundarios.
- Agua de limpieza de la tela y de lubricación.

Las principales características de las unidades son:

Bombas del tanque de recuperación y suspensión:

- Tipo = centrífugo.
- Impulsión = Motor eléctrico.
- Potencia del motor = 80 kW.
- Caudal de diseño = 200 m³/h.

Cintas de filtrado de vacío:

- Capacidad = 16,8 t/h.
- Longitud efectiva de filtrado = 13.400 mm.

- Anchura efectiva de filtrado = 1.500 mm.
- Superficie de filtración = 20,1 m².
- Diámetro de los rotores = 820 mm.
- Motor eléctrico con variador de frecuencia.

Bombas de vacío:

- Tipo = AZMEC ALBV75/2000.
- Peso = 2.800 Kg.
- Revoluciones = 490 rpm.
- Accionamiento = motor eléctrico.
- Vacío relativo = 0 – 0,8 bar.
- Caudal de aspiración = 60 – 107 m³/min.
- Caudal recomendado para el líquido de compresión = 5,4 – 8,4 m³/h.
- Material cuerpo = hierro fundido.
- Material rotor = acero inoxidable.

Tanque de filtrado:

- Diámetro = 1.800 mm.
- Altura = 2.710 mm.
- Material = Fibra FRP.
- Espesor = 18 mm.
- Temperatura de diseño = 45°C.

Bombas de lavado de la tela filtrante de las cintas de vacío.

- Número de bombas = 2x100%
- Caudal = 12,5 m³/h
- Presión de impulsión: 40 m.c.l.
- NPSH requerido: 1,8 m.c.l.
- Material: AISI 316
- Velocidad: 2900 r.p.m.
- Potencia motor: 4 kW
- Consumo medio motor: 2,8 kW

La figura I.19 muestra la cinta de secado de yeso.

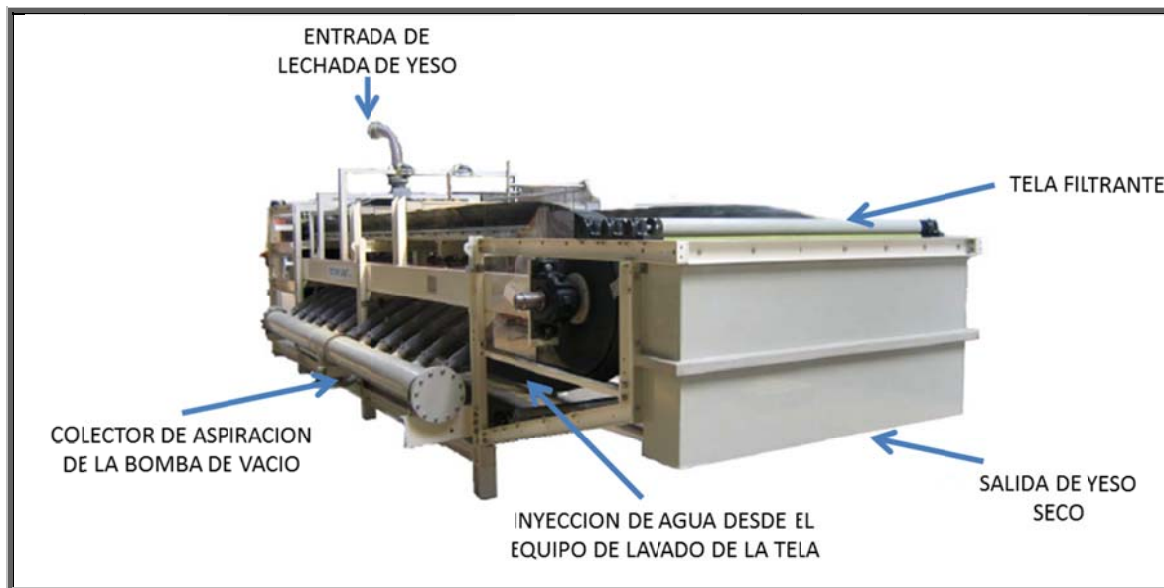


Figura I.19: Cinta de secado de yeso

I.15.- Soplante de oxidación.

Se presentan en la tabla I.10 y figura I.20 las partes principales del soplante de oxidación, y en la tabla I.11 las características principales.

Tabla I.10. Soplante de oxidación. Partes principales			
Acoplamiento	A300	Engranaje	G100
Motor principal	A401	Compresor	K100
Difusor de salida	D200	Bomba de aceite	S101
Panel local	E123	Bomba mecánica de aceite	S129
Base	F101		

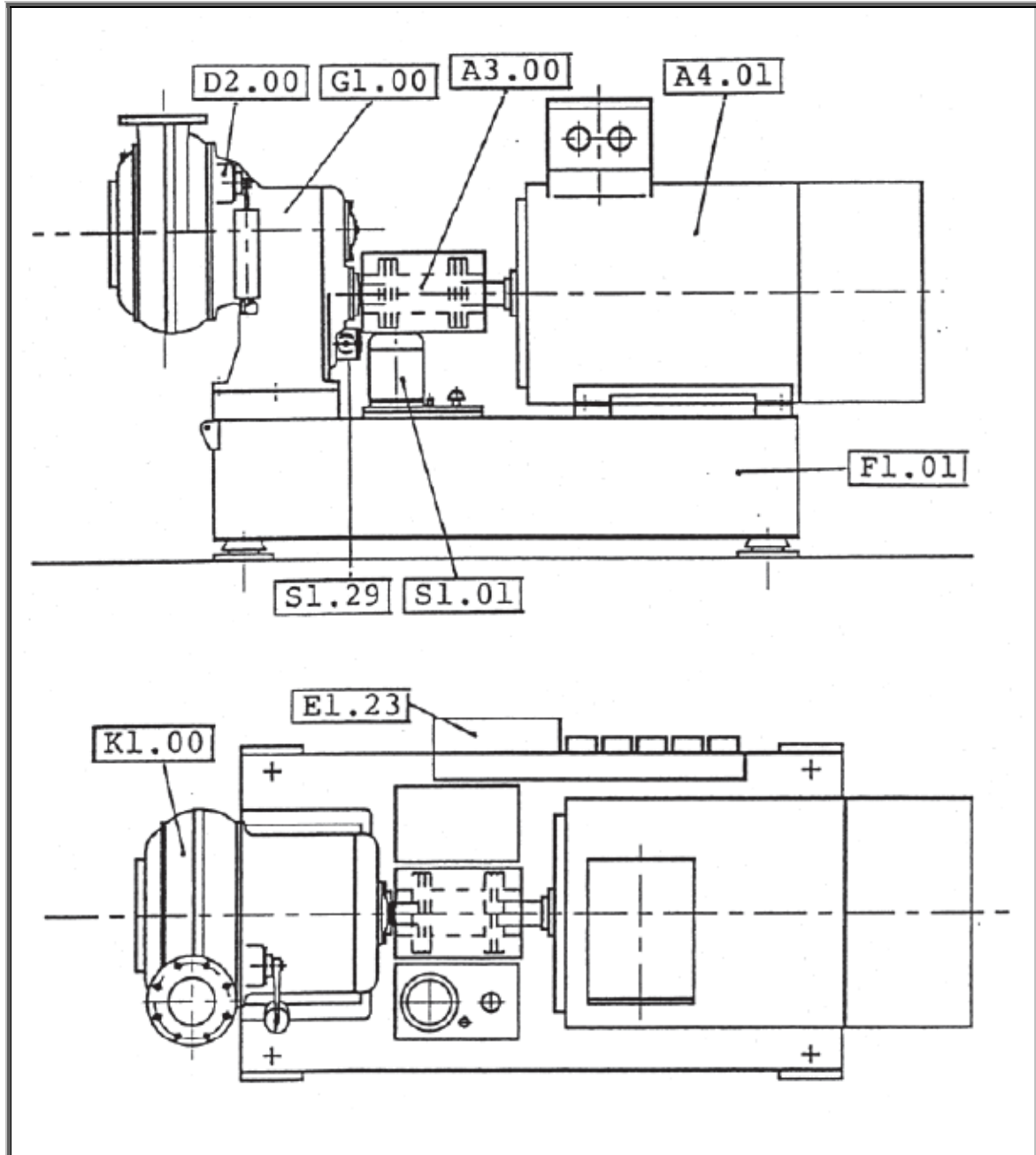


Figura I.20: Compresor de aire de oxidación

Tabla I.11. Soplante de oxidación. Especificaciones técnicas de los componentes principales	
Serial Nos.	7500 -7501
Year	2007
Weight, approx	8500 kg
COMPRESOR - Pos. No. K100	
Make	HV-TURBO
Type	KA10S
Medium flow	Air
Inlet flow, min	7442 m ³ /h

ANEXO I.- Descripción de los equipos relevantes

Inlet flow, max.	16538 m ³ /h
Inlet pressure	0.961 bar
Discharge pressure, max	2.686 bar
Inlet temperature, normal	20 °C
Inlet temperature, max	40 °C
Revolutions	21249 rpm
Power consumption, min	370,6 kW
Power consumption, max	736,4 kW
The power is indicated at	Inlet flow min./max inlet pressure normal and inlet temperature MAX.
ENGRANAJE - Pos. No. G100	
Make	HV-TURBO
Type	GL285
Gear ratio	7,13
Oil requirement	92 litres/min
DRIVE MOTOR – Pos No. A401	
Make	WEG
Type	HGF 500
Weight	6200 Kg
Insulation class	F
Degree of protection	IP 55
Power, nominal	850 kW
Mains frequency	50 Hz
Voltage	6000 V
Revolutions, nominal	2980 rpm
ACOPLAMIENTO - Pos. No. A301	
Make	THOMAS REXNORD
Type	350SR52 - MSH 250
DIFUSOR - Pos. No. D224	
Make	FRAMO ANTRIEBTECHNIK
Type	Unipush - mini 01
Pull-/Push power	1000 N
Max. length of stroke	100 mm
Velocity	1,50 mm/sec.
Degree of protection	IP 54
Mains frequency	50 Hz
Voltage	1 x 240 V
BOMBA DEL MOTOR - POS. NO. S102	
Make	ABB
Type	M3AA 100 LB
Power	3,0 kW
Insulation class	F
Degree of protection	IP55
Mains frequency	50 Hz
Voltage	3×400 V
Revolutions, nominal	2920 rpm

I.16.- Equipos del sistema de tratamiento de agua residual.

Tanque de neutralización.

- Diámetro = 1.400 mm.
- Altura = 2.180 mm.
- Material = Fibra FRP
- Espesor = 9 mm.
- Temperatura de diseño = 50°C.
- Presión = atmosférica.

Tanque de floculación.

- Diámetro = 1.400 mm.
- Altura = 2.180 mm.
- Material = Fibra FRP
- Espesor = 9 mm.
- Temperatura de diseño = 50°C.
- Presión = atmosférica.

Tanque ejecución fase limpieza.

- Diámetro = 1.000 mm.
- Altura = 3.400 mm.
- Material = Fibra FRP
- Espesor = 9 mm.
- Temperatura de diseño = 50°C.
- Presión = atmosférica.

Tanque almacén fase limpieza.

- Diámetro = 4.000 mm.
- Altura = 9.140 mm.
- Material = Fibra FRP
- Espesor = 20 mm.
- Temperatura de diseño = 50°C.
- Presión = atmosférica.

Bombas del tanque ejecución fase limpieza:

- Tipo = centrífugo.
- Impulsión = Motor eléctrico.
- Potencia del motor = 2 kW.

- Caudal de diseño = 7 m³/h.

Bombas del tanque almacén fase limpieza:

- Tipo = centrífugo.
- Impulsión = Motor eléctrico.
- Potencia del motor = 10 kW.
- Caudal de diseño = 6 m³/h.

Bombas de extracción de fangos:

- Tipo = centrífugo.
- Impulsión = Motor eléctrico.
- Potencia del motor = 12 kW.
- Caudal de diseño = 2 m³/h.
-

I.17.- Equipos del sistema de agua de proceso.

Tanque de agua de proceso.

- Diámetro = 10.000 mm.
- Altura = 9.570 mm.
- Material = S 275 J0 - EN 10025 del UNI
- Recubrimiento = Caucho.
- Espesor = 8 mm.
- Presión = atmosférica.

Bombas de lavado demister:

- Tipo = centrífugo.
- Impulsión = Motor eléctrico.
- Potencia del motor = 55 kW.
- Caudal de diseño = 165 m³/h.

Bombas de agua de proceso:

- Tipo = centrífugo.
- Impulsión = Motor eléctrico.
- Potencia del motor = 37 kW.
- Caudal de diseño = 100 m³/h.

Tanque de agua de lavado de la tela.

- Diámetro = 1.200 mm.
- Altura = 1.600 mm.
- Material = Fibra FRP
- Espesor = 8 mm.
- Presión = atmosférica.

Bombas de agua de lavado de la tela:

- Tipo = centrífugo.
- Impulsión = Motor eléctrico.
- Potencia del motor = 5 kW.
- Caudal de diseño = 12,5 m³/h.

ANEXO II.- HERRAMIENTA MATHCAD PARA CÁLCULOS DEL BALANCE DE MATERIA

De conformidad con las hipótesis formuladas en el apartado 6.1. del capítulo Discusión para la combustión del carbón en exceso de aire, se ha realizado el cálculo técnico de la concentración de SO₂ producida en dicho proceso. Este cálculo es una estimación del valor de concentración real que puede estar entrando continuamente en la torre de absorción, aunque teniendo en cuenta que, para poderlo comparar con la normativa vigente, está normalizado al 6% de O₂ y se expresa en base seca. Dicha estimación se ha realizado a través del balance de materia.

CÁLCULOS EN MATHCAD

BALANCE DE MATERIA EN LA COMBUSTION
POTENCIA 290 MW consumo de carbón 187,7 t/h con un PCI = 3.818 kcal/kg

DATOS	F <small>mw</small>	187.7
F = Caudal húmedo (t/h)	HUM	8.5368883
HUM = Humedad (%)	CAR	41.4964042
CAR = % de carbono (b.h.)	HID	2.832613
HID = % de hidrógeno (b.h.)	NIT	0.8283295
NIT = % de nitrógeno (b.h.)	AZU	0.7447482
AZU = % de azufre (b.h.)	OXI	7.3323515
OXI = % de oxígeno (b.h.)	CEN	38.2286686
EXC = % de aire en exceso sobre el teórico	EXC	39.046
CEN = % de cenizas en el combustible (b.h.)	t	0

Nota: ESTIMAR EXC HASTA OBTENER 6% (VOLUMETRICO) DE O2 EN BASE SECA

VARIABLES DE SALIDA

QCEN = Caudal de cenizas generado (kg/h)
QN2 = Caudal de nitrógeno a la salida (kg/h)
QCO2 = Caudal de anhídrido carbónico a la salida (kg/h)
QH2O = Caudal de vapor de agua a la salida (kg/h)
QSO2 = Caudal de anhídrido sulfuroso a la salida (kg/h)
QO2 = Caudal de oxígeno a la salida (kg/h)
FA = Caudal total de aire para la combustión (kg/h)
t = Temperatura de referencia para calcular el caudal volumétrico de los gases de salida (°C)

$$\text{Prueba} := \text{HUM} + \text{CAR} + \text{HID} + \text{NIT} + \text{AZU} + \text{OXI} + \text{CEN} - 100 = 0$$

ECUACIONES DEL BALANCE DE MATERIA

$$\text{QCEN} := \text{F} \cdot \text{CEN} \cdot 10$$

$$\text{QCO}_2 := \text{F} \cdot \text{CAR} \cdot \left(\frac{440}{12} \right)$$

$$\text{QH}_2\text{O} := \text{F} \cdot (10 \cdot \text{HUM} + 90 \cdot \text{HID})$$

$$\text{QNO}_2 := 10 \cdot \text{F} \cdot \text{NIT} \cdot 3.2857143$$

$$\text{QSO}_2 := \text{F} \cdot \text{AZU} \cdot 20$$

$$\text{QO}_2 := \left(\frac{\text{EXC}}{100} \right) \cdot \text{F} \cdot \left[\left(\frac{320}{12} \right) \cdot \text{CAR} + 80 \cdot \text{HID} + 10 \cdot \text{AZU} + 2 \cdot 32.86 \cdot \text{NIT} - 10 \cdot \text{OXI} \right]$$

$$\text{QN}_2 := 3.2916 \cdot \left[1 + \left(\frac{\text{EXC}}{100} \right) \right] \cdot \text{F} \cdot \left[\left(\frac{320}{12} \right) \cdot \text{CAR} + 80 \cdot \text{HID} + 10 \cdot \text{AZU} + 2 \cdot 32.86 \cdot \text{NIT} - 10 \cdot \text{OXI} \right]$$

$$\text{FA} := \left[1 + \left(\frac{\text{EXC}}{100} \right) \right] \cdot \text{F} \cdot \left[\left(\frac{320}{12} \right) \cdot \text{CAR} + 80 \cdot \text{HID} + 10 \cdot \text{AZU} + 2 \cdot 32.86 \cdot \text{NIT} - 10 \cdot \text{OXI} \right] \cdot 4.2916$$

RESULTADOS EN CAUDALES MÁSICOS HORARIOS

$$\begin{pmatrix} \text{FA} \\ \text{QCEN} \\ \text{QH}_2\text{O} \\ \text{QCO}_2 \\ \text{QNO}_2 \\ \text{QSO}_2 \\ \text{QN}_2 \\ \text{QO}_2 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 1480432.356 \\ 71755.211 \\ 63875.071 \\ 285592.086 \\ 5108.545 \\ 2795.785 \\ 1135471.885 \\ 96869.572 \end{pmatrix}$$

$$\text{Caudal_masico_de_aire} := \frac{\text{FA}}{10^3} = 1480.4 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

COMPOSICIONES A LA SALIDA EN FRACCIONES EN PESO	
$QMS := QN2 + QCO2 + QH2O + QSO2 + QO2 + QNO2 = 1589713 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$	
$XN2 := \frac{QN2}{QMS} \quad XCO2 := \frac{QCO2}{QMS} \quad XH2O := \frac{QH2O}{QMS}$ $XNO2 := \frac{QNO2}{QMS} \quad XSO2 := \frac{QSO2}{QMS} \quad XO2 := \frac{QO2}{QMS}$	
$\begin{pmatrix} XN2 \\ XCO2 \\ XH2O \\ XSO2 \\ XO2 \\ XNO2 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 0.714 \\ 0.18 \\ 0.04 \\ 0.002 \\ 0.061 \\ 0.003 \end{pmatrix}$	
<p>COMPROBACIÓN $XN2 + XCO2 + XH2O + XSO2 + XO2 + XNO2 = 1$</p>	
$\text{kmol_salida} := \left(\frac{QH2O}{18} \right) + \left(\frac{QSO2}{64} \right) + \left(\frac{QCO2}{44} \right) + \left(\frac{QO2}{32} \right) + \left(\frac{QN2}{28} \right) + \left(\frac{QNO2}{46} \right) = 53773.8$	

Cálculo del caudal volumétrico de salida	
$Q_{\text{salida}} := \text{kmol_salida} \cdot \frac{0.082 \cdot (t + 273)}{1} = 1203780.9 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}$	
Cálculo de las fracciones molares a la salida en base húmeda	
$X_{M_{SO2}} := \left[\frac{\left(\frac{QSO2}{64} \right)}{\text{kmol_salida}} \right] = 0.001 \quad X_{M_{N2}} := \left[\frac{\left(\frac{QN2}{28} \right)}{\text{kmol_salida}} \right] = 0.754$	
$X_{M_{H2O}} := \left[\frac{\left(\frac{QH2O}{18} \right)}{\text{kmol_salida}} \right] = 0.066 \quad X_{M_{O2}} := \left[\frac{\left(\frac{QO2}{32} \right)}{\text{kmol_salida}} \right] = 0.056$	

$X_{M_{CO_2}} := \left[\frac{\left(\frac{Q_{CO_2}}{44} \right)}{kmol_salida} \right] = 0.121 \quad X_{M_{NO_2}} := \left[\frac{\left(\frac{Q_{NO_2}}{46} \right)}{kmol_salida} \right] = 0.002$	
<p>COMPROBACIÓN</p>	
$X_{M_{SO_2}} + X_{M_{H_2O}} + X_{M_{O_2}} + X_{M_{N_2}} + X_{M_{CO_2}} + X_{M_{NO_2}} = 1$ $kmol_salida_seco := kmol_salida - \left(\frac{Q_{H_2O}}{18} \right) = 50225.2$	
$X_{MS_{O_2}} := \left[\frac{\left(\frac{Q_{O_2}}{32} \right)}{kmol_salida_seco} \right]$	$X_{MS_{N_2}} := \left[\frac{\left(\frac{Q_{N_2}}{28} \right)}{kmol_salida_seco} \right]$
$X_{MS_{CO_2}} := \left[\frac{\left(\frac{Q_{CO_2}}{44} \right)}{kmol_salida_seco} \right]$	$X_{MS_{SO_2}} := \left[\frac{\left(\frac{Q_{SO_2}}{64} \right)}{kmol_salida_seco} \right]$
$X_{MS_{NO_2}} := \left[\frac{\left(\frac{Q_{NO_2}}{46} \right)}{kmol_salida_seco} \right]$	
<div style="background-color: yellow; padding: 10px; display: inline-block;"> $\begin{pmatrix} X_{MS_{O_2}} \\ X_{MS_{N_2}} \\ X_{MS_{CO_2}} \\ X_{MS_{SO_2}} \\ X_{MS_{NO_2}} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 0.06 \\ 0.807 \\ 0.129 \\ 0.001 \\ 0.002 \end{pmatrix}$ </div>	<p>COMPROBAR 6% CON EL EXCESO DE AIRE</p>
$Q_{salidaseco} := kmol_salida_seco \cdot \frac{0.082 \cdot (t + 273)}{1} = 1124341.6$	

$$\frac{Q_{SO_2} \cdot 10^6}{Q_{salidaseco}} = 2487 \text{ mg SO}_2 / \text{N m}^3$$

Esta es la concentración de SO₂ a la salida, (suponiendo que no hay retención en cenizas y escorias) en base seca y al 6% de oxígeno con lo que se supera ampliamente el límite legislativo es ello lo que justifica la necesidad de instalar el proceso DESOX.