

PROYECTO FIN DE CARRERA



UNIVERSIDAD CARLOS III DE MADRID

RETROFIT DE UNA CALDERA DE CARBÓN PULVERIZADO PARA CONTROL DE NO_x MEDIANTE SISTEMA SCR

Miguel Castrillo Turrión

Ingeniería Industrial

Especialidad en Mecánica de Máquinas y Estructuras

Tutor: Javier Villa Briongos

Departamento de Ingeniería Térmica y de Fluidos

Escuela Politécnica Superior

Universidad Carlos III de Madrid

Agradecimientos

En primer lugar quiero agradecer a mi tutor, Javier Villa Briongos, el interés puesto en el proyecto y los consejos dados para su mejora.

Por otro lado, quiero agradecer a los miembros del Dpto. de Mecánica de la SDG de ingeniería de Endesa Generación, por acogerme tan bien y ayudarme en mi aprendizaje. En especial a León Azcarate por su seguimiento en este proyecto.

También quiero agradecer a todos los compañeros de carrera que me he encontrado en el camino, especialmente a aquellos que han finalizado conmigo la carrera. Sin ellos, los momentos duros que se viven en la Escuela no serían lo mismo.

A mi familia y amigos por saber dar ese empujón hacia delante necesario para culminar todos los retos.

De manera especial quiero agradecer a mis padres, por inculcarme los valores que me han hecho ser quién soy y llegar a dónde he llegado, además de ser el soporte necesario día a día.

Y por supuesto a ti, Isabel, por ser mi luz y mi sombra a lo largo de estos años, animando en los momentos difíciles y celebrando con entusiasmo nuestros éxitos. Sin ti hubiera sido imposible.

A todos, ¡gracias!

Nomenclatura

A	Área de intercambio de calor
A _{catalizador}	Sección transversal catalizador
A _{específica}	Área específica del catalizador
A _{SCR}	Sección transversal reactor SCR
AV	Velocidad de área
C _i	Concentración de sustancia i
C _{pi}	Calor específico de la sustancia i
D _h	Diámetro hidráulico
D _i	Diámetro interno del tubo
D _o	Diámetro externo del tubo
F	Factor de corrección del incremento logarítmico medio de temperaturas
F _c	Factor de flujo másico efectivo
G	Razón de flujo másico
g	Aceleración de la gravedad
h _{capa}	Altura de capa de catalizador
h _i	Coefficiente de película interno
h _o	Coefficiente de película externo
h _{fg}	Calor latente de vaporización
\bar{h}_1	Coefficiente de película medio
k _i	Conductividad térmica de material/sustancia i
k ₀	constante de actividad inicial del catalizador
K _{catal}	Constante de actividad del catalizador
L	Longitud del reactor
\dot{m}_{comb}	Flujo másico de combustible
\dot{m}_c	Flujo másico de fluido frío
\dot{m}_v	Flujo másico de vapor
n _{SCR}	Número de reactores
n _{capa}	Número de capas de catalizador
Nu	Número de Nusselt
NO _x	Concentración de NO _x
Pr	Número de Prandlt
P _R	Presión reducida
Q	Potencia de intercambio de calor
Q _B	Razón de suministro de calor
q _{gas}	Caudal de gases de combustión
q''	Flujo de calor [W/m ²]
RE	Relación estequiométrica
Re	Número de Reynolds
R _{fi} ''	Resistencia de ensuciamiento/incrustación en el interior de los tubos
R _{fo} ''	Resistencia de ensuciamiento/incrustación en el exterior de los tubos
Slip _i	Escabullimiento de amoniaco
T _i	temperatura del fluido/material i

$T_{h,in}$	Temperatura de entrada del fluido caliente
$T_{h,out}$	Temperatura de salida del fluido caliente
$T_{c,in}$	Temperatura de entrada del fluido frío
$T_{c,out}$	Temperatura de salida del fluido frío
U	Coefficiente global de transferencia de calor
v_{st}	Velocidad de entrada al reactor
v_i	Velocidad de paso del fluido i
$Vol_{catalizador}$	Volumen de catalizador
w	Ancho del reactor
x	Título de vapor
X_{tt}	Parámetro de Lockhart-Martinelli

Símbolos griegos

$\Delta T_{ln,m}$	Incremento logarítmico medio de temperaturas
ΔT_h	Incremento de temperaturas del fluido caliente
ΔT_c	Incremento de temperaturas del fluido frío
η_{NO_x}	Eficiencia de reducción de NO _x
μ_l	Viscosidad dinámica del fluido en estado líquido
μ_v	Viscosidad dinámica del fluido en estado vapor
π	Número pi
ρ_l	Densidad del fluido en estado líquido
ρ_v	Densidad del fluido en estado vapor
τ_i	Tensión cortante por fricción interfacial
τ	Periodo de actividad del catalizador

Contenido

1. Introducción.....	9
1.1 Introducción al proyecto.....	9
1.2 Motivación del proyecto.....	10
1.3 Estructura del proyecto.....	10
2. Objetivos.....	11
3. Teoría y estado del arte	12
3.1 Objetivos y alcance.....	12
3.2 Marco legal.....	12
3.2.1 Normativa aplicable al objeto de estudio	14
3.2.2 Normativa aplicable al desarrollo del proyecto	16
3.3 Introducción a la central objeto de estudio	17
3.3.1 Principales circuitos de la central.....	19
3.3.2 Descripción general del objeto de estudio	20
3.4 Caldera	21
3.4.1 Descripción general de la caldera.....	21
3.4.2 Situación actual.....	25
3.5 Combustible.....	28
3.5.1 El carbón.....	29
3.5.2 Combustible actual de la central	30
3.6 Contaminante principal. NO _x	32
3.6.1 Mecanismos de formación.....	32
3.6.2 Métodos de reducción.....	33
3.7 Tecnología SCR.....	35
3.7.1 Descripción del proceso.....	36
3.7.2 Química de la reducción	37
3.7.3 Equipos utilizados en la tecnología SCR.....	40
3.7.4 Parámetros de rendimiento del SCR	43
3.7.5 Justificación de la elección	46
4. Desarrollo del proyecto	47
4.1 Cálculo del reactor.....	47
4.1.1 Objetivos y alcance.....	47
4.1.2 Catalizador.....	47



4.1.3	Dimensionamiento del reactor.....	55
4.2	Sistemas de almacenaje, acondicionamiento y transporte de reactivo	59
4.2.1	Objetivo y alcance	59
4.2.2	Hipótesis de cálculo.....	59
4.2.3	Consumo de amoniaco	60
4.2.4	Dimensionamiento del almacenaje de amoniaco.....	61
4.2.5	Evaporadores de amoniaco.....	62
4.2.6	Calentadores de aire de dilución	73
4.3	Lay-out	82
4.3.1	Objetivo y alcance	82
4.3.2	Descripción de la localización de equipos.....	82
4.3.3	Representación en planta del Lay-Out	84
4.3.4	Representación en alzado del Lay-Out.....	85
4.3.5	Descripción funcional P&ID evaporadores.....	86
4.3.6	P&ID de los evaporadores de amoniaco.....	88
4.3.7	Descripción funcional P&ID calentadores de aire de dilución	89
4.3.8	P&ID de los calentadores de aire de dilución.....	92
5.	Resultados	93
5.1	Cálculo del reactor.....	93
5.1.1	Catalizador.....	93
5.1.2	Dimensionamiento del reactor.....	94
5.2	Sistemas de almacenaje, acondicionamiento y transporte de reactivo	95
5.2.1	Consumo de amoniaco	95
5.2.2	Dimensionamiento del almacenaje de amoniaco.....	96
5.2.3	Evaporadores de amoniaco.....	97
5.2.4	Calentadores de aire de dilución	100
5.3	Influencia del equipo a instalar en los equipos existentes.....	104
5.3.1	Situación actual en los equipos afectados por el SCR	104
5.3.2	Cálculo validez VTI con SCR.....	105
5.3.3	Influencia de los SCR en precalentadores aire	107
5.4	Planificación del proyecto	108
5.5	Presupuesto.....	109
6.	Conclusiones.....	115



7. Posibles desarrollos futuros.....	116
8. Bibliografía.....	117
9. Anexos.....	120
ANEXO 1-Balances de Materia.....	120
ANEXO 2-Cálculo del catalizador y reactor.....	126
ANEXO 3-Consumo de amoniaco	127
ANEXO 4-Hoja de cálculo para dimensionamiento de los evaporadores de amoniaco	129
ANEXO 5-Resultados CHEMCAD para dimensionamiento del evaporador.....	132
ANEXO 6-Hoja de cálculo para dimensionamiento de los calentadores de aire de dilución	135
ANEXO 7-Resultados CHEMCAD para el dimensionamiento del calentador de aire	137
ANEXO 8-Curvas del Ventilador de Tiro Inducido	142
ANEXO-9-Pautas para realizar el plan de manejo de catalizador	143

Índice de figuras

Figura 3.1 Esquema de los sistemas básicos de una central de generación	20
Figura 3.2 Caldera de fuegos verticales	23
Figura 3.3 Disposición actual del grupo objeto de estudio.....	28
Figura 3.4 Gráfico de comparación de propiedades de las distintas clases de carbón	31
Figura 3.5 Quemador de bajo NO _x	34
Figura 3.6 Esquema básico del proceso de SCR.....	37
Figura 3.7 Mecanismo Eley-Rideal para reducción de NO _x con NH ₃	39
Figura 4.1 Variación de la eficiencia con el incremento de la temperatura y la concentración de vanadio.....	49
Figura 4.2 Distribución atómica de sustrato y moléculas de óxido de vanadio	50
Figura 4.3 Tipos de catalizadores	51
Figura 4.4 Diagrama de flujo del cálculo de catalizador	52
Figura 4.5 Influencia de la temperatura en la eficiencia del catalizador.....	54
Figura 4.6 Relación entre el volumen de catalizador y la temperatura	54
Figura 4.7 Configuración de reactor de alto en polvo.....	56
Figura 4.8 Configuración de reactor de bajo en polvo.....	57
Figura 4.9 Configuración del reactor al final de proceso.....	58
Figura 4.10 Diagrama de flujo para el cálculo de tanques de almacenamiento	62
Figura 4.11 Evaporador y su disposición en la central	63
Figura 4.12 Metodología de cálculo del evaporador de amoníaco.....	64
Figura 4.13 Diagrama de temperaturas del evaporador de amoníaco.	66
Figura 4.14 Haz de tubos y cabezal del intercambiador.....	73
Figura 4.15 Diagrama de temperaturas del calentador.....	74
Figura 4.16 Diagrama de temperaturas del precalentador.....	74
Figura 4.17 Esquema constructivo de las conexiones del sistema de calentamiento de aire	75
Figura 4.18 Vistas del calentador de aire (alzado y perfil).....	75
Figura 4.19 Configuración del haz de tubos.....	75
Figura 4.20 Diagrama de flujo del proceso de cálculo de calentadores de aire	76
Figura 4.21 Esquema del circuito térmico de transferencia de calor en tubo aleteados.....	77
Figura 4.22 Eficiencia de las aletas anulares de perfil rectangular	81
Figura 4.23 Lay out de la instalación	84
Figura 4.24 Alzado de la localización de los equipos.....	85
Figura 4.25 P&ID evaporadores de amoníaco.....	88
Figura 5.1 Disposición de los distintos equipos de almacenamiento y transporte del reactivo .	96
Figura 5.2 Tanque de almacenamiento de amoníaco	96
Figura 5.3 Esquema de disposición de calentadores de aire	100
Figura 5.4 Muestra de tubo aleteado.....	102
Figura 5.5 Diagrama de Gant preliminar (esquemático)	108
Figura 9.1 Curvas del ventilador de tiro inducido.....	142
Figura 9.2 Gráfico de evolución de la eficiencia del catalizador.....	143
Figura 9.3 Ejemplo de plan de manejo del catalizador.....	147

Índice de tablas

Tabla 3.1 Limitación de emisiones de SO ₂ de la DEI	14
Tabla 3.2 Limitación de emisiones de partículas	15
Tabla 3.3 Limitación de emisiones de NO _x de la DEI	17
Tabla 3.4 Características ambientales de la localización de la central	26
Tabla 3.5 Composición del aire en la localización de la central.....	26
Tabla 3.6 Características de operación a plena a carga.....	27
Tabla 3.7 Características de operación a Mínimo Técnico.....	28
Tabla 3.8 Composición y propiedades del carbón de diseño.....	31
Tabla 4.1 Propiedades del amoníaco puro.....	61
Tabla 5.1 Características del catalizador elegido.....	93
Tabla 5.2 Características constructivas de los evaporadores.....	97
Tabla 5.3 Características de los tubos	98
Tabla 5.4 Características de operación a Plena Carga.....	99
Tabla 5.5 Características de operación a Mínimo Técnico.....	99
Tabla 5.6 Características constructivas del calentador	100
Tabla 5.7 Características de los tubos	101
Tabla 5.8 Características de operación a Plena Carga.....	102
Tabla 5.9 Características de operación a Mínimo Técnico.....	102
Tabla 5.10 Características constructivas del precalentador.....	103
Tabla 5.11 Características de operación a Plena Carga.....	103
Tabla 5.12 Características de operación a Mínimo Técnico.....	103
Tabla 5.13 características del ventilador de tiro inducido.....	105
Tabla 5.14 Salto de presión para entrada en curvas a MCR.....	105
Tabla 5.15 salto de presión para curvas a Mínimo Técnico	106
Tabla 5.16 Precios unitarios de trabajos de ingeniería.....	109
Tabla 5.17 Costes de operación del sistema	113
Tabla 5.18 Presupuesto de ejecución del proyecto	114

1. Introducción

1.1 Introducción al proyecto

La emergente preocupación por el medio ambiente que vive la sociedad hoy en día, motiva a las autoridades e instituciones a realizar cambios en la legislación ambiental; de forma que las medidas a tomar sean más restrictivas y que los requerimientos en cuanto a valores límite en las emisiones de contaminantes sean cada vez más reducidos.

Este hecho lleva a que muchas empresas industriales tengan que invertir grandes cantidades de capital en el cumplimiento de estas normas. Muchas instalaciones industriales, más concretamente para este proyecto las centrales térmicas de generación de energía eléctrica, deben incorporar soluciones innovadoras a los equipos ya existentes, cuya vida útil tiene magnitud de decenas de años y se encuentran a mitad de dicha vida.

El proyecto desarrollado se ve motivado por estos hechos, cuyo desarrollo se ha realizado en colaboración con ENDESA GENERACIÓN S.A. Dicha compañía se encuentra involucrada en actividades de renovación de sus equipos para ajustarse a la nueva normativa. Normalmente la ejecución de este tipo de proyectos se lleva a cabo como una solución “llave en mano” que se acuerda con una empresa subcontratada a la que se paga por ocuparse de la ingeniería, planificación, coordinación y ejecución de la obra.

El objetivo de este documento es el de dar visibilidad sobre el proceso de *retrofit* de una instalación industrial, desde el análisis del problema que se plantea, pasando por la búsqueda y desarrollo de las diferentes alternativas para la resolución del problema; hasta la elección y dimensionamiento de la solución final desde la aplicación de la ingeniería y la valoración económica. En este caso, el *retrofit* a diseñar busca la adecuación y optimización de una caldera de carbón pulverizado para la minimización de sus emisiones de NO_x sin que suponga una pérdida de rendimiento del conjunto de la planta.

La ejecución de una obra de este calibre no es nada trivial. Para que los costes, tanto de ingeniería como de montaje, no se disparen hay que seleccionar la disposición más adecuada de los nuevos equipos, las condiciones de trabajo de estos y la temporada de ejecución de obra, aprovechando una época de revisión de sistemas que coincida con la parada de los equipos ya instalados, y que además dicha parada coincida con la temporada de menor producción de la planta para producir la menor pérdida de ingresos, y por tanto, la mayor reducción de gastos posible. Todo ello sin perder calidad en la obra, ni reducir las condiciones de seguridad e higiene para los operarios y el resto del personal que trabaja en la ejecución del proyecto.

En cuanto a la disposición de equipos, puede resultar complicado el hecho de llegar a una solución viable sin una pérdida de rendimiento. Según la localización de la planta y el tamaño de las instalaciones, la colocación de los nuevos equipos puede llevar a una gran pérdida de

eficiencia, dado que las conducciones a instalar puede dar como resultado unas grandes pérdidas de carga que tienen que ser suplidas por sistemas mecánicos, que consumen energía.

Con la premisa de colaborar en las tareas expuestas, se ha realizado un desarrollo preliminar que pueda ser útil para ejecuciones futura.

1.2 Motivación del proyecto

Las exigencias impuestas por la DEI 2010/75/UE han provocado en algunas compañías del sector industrial, que involucran procesos de combustión en su procesos de fabricación/generación, la necesidad de desarrollar los medios necesarios para su cumplimiento.

En este caso, la combustión es el proceso básico de producción de la compañía. Por ello, la reducción de emisiones es fundamental para poder continuar produciendo, de una manera rentable y sostenible.

La necesidad de la empresa de realizar un estudio preliminar de los métodos y tecnologías aplicables a estos factores son los que han motivado la realización del proyecto.

1.3 Estructura del proyecto.

El presente proyecto presenta una estructura que sigue el siguiente guión:

Se comenzará introduciendo el marco legal en el que se encuentra el objeto de estudio en la actualidad y las exigencias que han motivado el proyecto.

Se continuará analizando y describiendo el objeto de estudio, tanto en su faceta constructiva como en el ámbito de la operación. Se describen los equipos básicos actuales y su funcionamiento.

Los siguientes puntos a tratar son el combustible utilizado para la operación regular, más concretamente el que presenta las peores condiciones de operación. Además se realizará una descripción y análisis del contaminante por cuya reducción está motivado este proyecto, incluyendo sus mecanismos de formación y los métodos de reducción disponibles para la instalación que aplica.

A continuación se desarrolla la tecnología utilizada para el desarrollo del proyecto, tanto en el ámbito constructivo como en el operacional.

Finalmente se desarrollaran los equipos básicos para el funcionamiento de la tecnología citada. Se realizará un dimensionamiento de dichos equipos, incluyendo los parámetros básicos de operación. A su vez se incluirán diagramas de proceso de los equipos dimensionados y una descripción a su ubicación en la central.

2. Objetivos

El objeto del presente proyecto es definir los requisitos aplicables al suministro de los sistemas necesarios para adaptar los límites de emisiones en la central elegida como objeto de estudio a los establecidos por la nueva directiva 2010/75/UE del Parlamento Europeo y del consejo de 24 de noviembre de 2010 sobre emisiones industriales, considerando como equipo principal el sistemas de Reducción catalítica selectiva con amoníaco acuoso a una concentración inferior al 25% (SCR) a instalar, para cumplir con unas emisiones máximas de cada grupo de 180 mg/Nm³, con la planta dimensionada para tratar el 100% de los gases de combustión. Siendo los principales hitos a conseguir los siguientes:

- Análisis de las tecnologías actuales aplicables al propósito del proyecto.
- Desarrollo de la ingeniería básica de los equipos básicos para la operación de los sistemas descritos.
- Análisis de la influencia en los equipos existentes para la evaluación de su validez en las aplicaciones futuras.
- Planificación preliminar del proyecto y presupuesto preliminar del mismo, incluyendo construcción y montaje.

3. Teoría y estado del arte

3.1 Objetivos y alcance

La intención de este capítulo es la introducción al lector en la situación legislativa que motiva la realización de este proyecto. Además se realiza una descripción del objeto de estudio, y más en concreto de las partes que atañen al proyecto, como es la caldera. También se realiza una descripción de los equipos involucrados en la operación de éste; así como un análisis de la situación de operación actual y de los parámetros, relacionados con operación, que tienen influencia en los equipos a desarrollar.

Por otro lado, se realizará un análisis del contaminante cuyo control ha motivado el desarrollo del proyecto, los óxidos de nitrógeno, tanto su formación como efectos. Finalizando con la descripción de los métodos de reducción de dicho contaminante, en especial el método a implementar, el sistema SCR

3.2 Marco legal

En este apartado se realiza una descripción de la normativa aplicable a la realización del proyecto, fijando la atención en los artículos o partes que involucran al objeto de estudio y particularizando, también, para los valores que afectan a los desarrollos a realizar en el proyecto.

La directiva 2010/75/UE del Parlamento Europeo y Consejo, de 24 de noviembre de 2010, que establece nuevas directrices en el tratamiento y gestión de emisiones industriales, entró en vigor el 6 de enero de 2011. A partir de esa fecha, los Estados miembros tienen un plazo de adaptación de dos años para adoptar las modificaciones en la legislación que garanticen su cumplimiento. [1]

Esta norma se concibió como solución a los requerimientos actuales respecto al medio ambiente, como vehículo para una mayor rentabilidad, la mejora de la eficiencia energética y como impulso a las nuevas tecnologías al respecto dentro del sector industrial. [1]

La DEI, como se denomina de forma más coloquial a esta directiva, simplifica y esclarece las seis directivas sectoriales y la Ley de Prevención y Control Integrados de Contaminantes anterior. De forma que éstas se ven reformadas y unificadas en la normativa sobre emisiones industriales, de forma que las MTD (Mejores Técnicas Disponibles en documentos de referencia) de la Unión salen reforzadas, especialmente por el condicionamiento de las discrepancias de las MTD a casos concretos, donde se da mayor flexibilidad a los titulares de las instalaciones según las circunstancias de éstas; además de hacer hincapié en la argumentación de los requisitos de los permisos. Los principales puntos que se han refundado, vinculados a la temática de este documento son:

- Directiva 96/61/CE del Consejo, de 24 de septiembre, relativa a la prevención y al control integrados de la contaminación;
- Directiva 1999/13/CE, de 11 de marzo de 1999, relativa a la limitación de las emisiones de compuestos orgánicos volátiles debidas al uso de disolventes orgánicos en determinadas actividades e instalaciones;
- Directiva 2000/76/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 4 de diciembre de 2000, relativa a la incineración de residuos;
- 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 grandes instalaciones de combustión. [1]

La DEI tiene varios elementos especialmente relevantes:

- Sintetiza mejor la definición de mejores técnicas disponibles. A su vez concreta las funciones de los documentos referentes a MTD, especificando como condición necesaria las “conclusiones sobre MTD” para motivar el uso de una mayor coherencia en la aplicación de la directiva IPPC y exige una justificación adecuada y/o documentación pertinente para permitir condiciones fuera del alcance de las mejores técnicas disponibles.
- Se aumenta la exigencia de las restricciones sobre emisiones de los equipos industriales (Instalaciones de combustión de gran tamaño) en Europa.
- Implanta unas mínimas condiciones para la inspección y revisión de los requerimientos para los permisos y los certificados de aceptación, eliminando requisitos innecesarios para el control e información sobre emisiones en las instalaciones.
- Presenta incentivos para la aplicación de nuevas tecnologías y la innovación al ámbito ecológico.
- Extiende el alcance de la Directiva IPPC para abarcar instalaciones adicionales, eliminando la diferenciación entre los Estados miembros y unificando los riesgos para el medio ambiente y las competencias. [1]

Dicha directiva introduce la necesidad de cambios sustanciales en diferente normativas de sobre la gestión de residuos, control de emisiones y manejo de contaminantes, entre los cuales se encuentra la Directiva 2001/80/CE, referente a limitaciones de emisiones a la atmósfera de ciertos contaminantes en GICs o la Directiva 2008/1/CE referente a la prevención y control de la contaminación; ambas relacionadas con el objeto principal de este documento.

Uno de los propósitos de la DEI es el impedimento y reducción de contaminación, motivada por la conformidad con la política de multas por exceso de emisiones y el comercio de éstas, poniendo el foco de atención en la fuente de la contaminación. Por otro lado, vela por la reducción de contaminantes y el compromiso de instalaciones, instituciones y titulares para la adopción de medidas de reducción adaptadas a las tecnologías existentes, es decir, procurar que estén informados y dispuestos a instalar las mejores técnicas disponibles (MTD). Todo esto siempre de la lógica del marco social y económico en el que se encuentre la instalación.

3.2.1 Normativa aplicable al objeto de estudio

En el Capítulo II de esta directiva se desarrollan los nuevos requerimientos aplicables al objeto de estudio de este documento. Es aquí donde se establecen los pasos a seguir para una buena praxis dentro de las instalaciones de combustión en el tratamiento y emisión de gases. Los límites desarrollados son aplicables a GICs (Grandes instalaciones de combustión), con potencias nominales superiores a 50 MW, y cuyo principal elemento de producción es la combustión. Dado que el objeto de estudio se trata de una caldera de 350 MW para generación de energía eléctrica, las limitaciones mostradas son aplicables a este.

La directiva establece unos nuevos límites de emisiones cuyo alcance afecta de manera significativa al desarrollo de este proyecto, ya que el tipo de instalación elegida como objeto de estudio tiene las características requeridas para la limitación de los valores de contaminación, dado que la mayoría de centrales de generación en España no cumplen con los límites impuestos en la DEI.

El Anexo V establece los siguientes valores límite para instalaciones con las características del objeto de estudio, incluido dentro de las GICs (Grandes Instalaciones de combustión) para las que es aplicable dicho anexo:

- Lo primero en determinar son las condiciones en las que deben ser expresados los valores de emisiones, que son en condiciones normales (273,15 K y 1 atm de presión) con un 6% de O₂ en el caso de combustibles sólidos, el cual es aplicable al objeto de estudio (para combustibles líquidos y gaseosos el contenido en O₂ debe ser del 3 %, siempre que no se utilicen como combustible de turbina de gas o motores de gas, en cuyo caso el porcentaje será del 15%).
- Los valores límite de emisión (mg/Nm³) de SO₂ para instalaciones de combustión que utilicen combustibles sólidos con permisos previos a 7 de enero de 2013 son:

Tabla 3.1 Limitación de emisiones de SO₂ de la DEI [2]

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

- Para las instalaciones con permisos previos o cuyos titulares presentaron la solicitud antes de 27 de noviembre de 2002 , con puesta en marcha previa al 27 de noviembre de 2003, y que no trabajen más de 1500 horas al año, como media móvil calculada en un período de cinco años, su limitación será de 800 mg/Nm³.

- Para instalaciones que empleen combustible sólido nacional y les sea inviable, por composición del combustible, respetar los límites de emisión de dióxido de azufre, se podrá establecer unos índices mínimos de desulfuración, validados por la Autoridad competente.
- Los valores límite de emisión (mg/Nm³) de partículas para instalaciones de combustión que utilicen combustibles sólidos previos a 7 de enero de 2013 son:

Tabla 3.2 Limitación de emisiones de partículas [2]

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

El ámbito de aplicación se refiere a instalaciones de Combustión cuya potencia térmica nominal sea igual o superior a 50 MW, estos valores según la potencia térmica nominal total. De acuerdo a esto, la capacidad total será la suma de las potencias térmicas de las instalaciones de combustión que desalojen sus gases por la misma chimenea. [2]

La monitorización para el control de las emisiones también es objeto de comentarios en la Directiva 2010/75/UE. Determina que los contaminantes serán medidos de forma continua en instalaciones con potencia térmica nominal total superior a 100MW, esta medición incluye contenido de oxígeno, temperatura, presión y el porcentaje de vapor de los gases de combustión; esto puede tener sus excepciones si las autoridades lo encuentran oportuno para equipos de vida útil menor a 10000 horas. Según el combustible que empleé la central o su modo de trabajo, las autoridades pueden deciden si el método de monitorización es el adecuado o debe ser. [2]

Todo muestreo y análisis debe seguir las normas CEN. En caso de no poder ser aplicadas, las normas aplicables serán las ISO o la normativa nacional o internacional que asegure la confiabilidad de los datos. Por supuesto, todo método y equipo debe ser debidamente calibrado y tener una garantía de exactitud y precisión.

Por otro lado, en el artículo 32 establece los valores límites de emisión en régimen transitorio, así como una limitación temporal para la puesta en marcha de medidas de reducción de emisiones.

Durante el período que va del 1 de enero de 2016 al 30 de Junio de 2020, los Estados miembros podrán elaborar y aplicar un Plan Nacional Transitorio, el cual deberá ser aprobado por la Comisión Europea, que abarque las instalaciones de combustión que hayan obtenido el

primer permiso antes del 27 de noviembre de 2002, entre las que se encuentra el objeto de estudio.

Las instalaciones que cumplen los requisitos del Plan podrán obtener una exención del cumplimiento de los valores límites de emisión mencionados anteriormente. Asimismo el Plan nacional transitorio fijará un límite máximo de las emisiones anuales para todas las instalaciones cubiertas por éste. El techo para el año 2016 se calculará sobre la base de los valores límites de emisión pertinentes mencionados en la Directiva 2001/80/CE de Grandes Instalaciones de Combustión (GIC). Los techos para los años 2019 y 2020 se calcularán sobre la base de los valores límites mencionados en la nueva Directiva 2010/75/UE de Emisiones Industriales. [2]

Tanto estos valores, como los establecidos en el Anexo V, tendrán flexibilidad en tanto en cuanto las potencias de las instalaciones y las vida útil estén limitadas, de forma que la implantación de medidas de reducción de emisiones tengan una inversión superior a lo asumible tanto por dimensionamiento, como por el retorno de la inversión como indican los artículos 33 y 34. Esto conlleva unos límites de utilización de unas 18000 horas en el periodo establecido entre el 1 de enero de 2016 al 31 de diciembre de 2023. [2]

También se establecen límites en cuanto a horas de incumplimiento de la Directiva a causa de averías o mal funcionamiento de los equipos dispuestos para la reducción de emisiones, siendo dicha limitación de 120 horas por cada doce meses de trabajo. En referencia a esto, también se establece unos límites para la notificación de las averías o detección de mal funcionamiento.

Las instalaciones involucradas en esta normativa están definidas en el Anexo I de la Directiva, siendo aplicable para la instalación que se utiliza en este proyecto como objeto de estudio y que está incluida en la interpretación de “escala industrial” como *Combustión de combustibles en instalaciones con una potencia térmica nominal total igual o superior a 50 MW* dentro de la Industria energética.

3.2.2 Normativa aplicable al desarrollo del proyecto

Aunque la normativa afecta de manera global al objeto de estudio, ya que deberían realizarse modificaciones en otros equipos para el cumplimiento de la misma, el control de NO_x es la regulación que atañe al desarrollo de este proyecto. Dentro del Anexo V de la DEI se incluye un apartado concerniente a este aspecto.

Los valores límite de emisión (mg/Nm³) de NO_x para instalaciones de combustión que utilicen combustibles sólidos previos a 7 de enero de 2013 son:

Tabla 3.3 Limitación de emisiones de NO_x de la DEI [2]

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

Al tratarse, el objeto de estudio, de una caldera de 350 MW alimentada por antracita, el límite aplicable en este caso es el de 200 mg/Nm³. Para que este límite se cumpla con una tolerancia adecuada, el dimensionamiento de los equipos a implementar se realizará para unas emisiones en chimenea de 180 mg/Nm³.

Para las instalaciones con permisos previos o cuyos titulares presentaron la solicitud antes de 27 de noviembre de 2002, con puesta en marcha previa al 27 de noviembre de 2003, y que no trabajen más de 1500 horas al año, como media móvil calculada en un período de cinco años, su limitación será de 450 mg/Nm³.

El Anexo III da una guía sobre los criterios para determinar las mejores técnicas disponibles, entre las que se encuentran técnicas, instalaciones con buenos resultados, avances dentro de la técnica y la ciencia, plazos y fechas de comienzo de funcionamiento de las instalaciones reformadas o nuevas. [2]

Todos estos aspectos han sido incluidos en la Ley 5/2013 de 11 de junio, que se aprobó en España para la adaptación de la Ley 16/2002 a las necesidades que la Directiva 2010/75/UE había introducido dentro del marco legislativo de la Unión Europea, dejando atrás el carácter procedimental de anteriores leyes y aportando claridad, simplicidad y calidad a la leyes ambientales que hasta entonces eran aplicables en el país. [3]

3.3 Introducción a la central objeto de estudio

Para situar e identificar el objeto de estudio como GIC (Gran Instalación de Combustión) se describirán en las siguientes líneas, de forma general, las características de éste. De esta forma, la central quedará clasificada, y se mostrará la magnitud que tiene un proyecto de estas características.

La forma más antigua de generación de energía es la combustión, en concreto de carbón. En la actualidad, las centrales térmicas de vapor siguen siendo una de las principales formas de generación. Dicha generación se produce a partir de combustibles fósiles, es decir, se genera energía por la combustión en una caldera adaptada a las necesidades del combustible que

quemado. Independientemente de esta circunstancia, la mayoría presenta un esquema de elementos similar para todos los equipos que actúan en su funcionamiento. A grandes rasgos, las centrales convencionales de distintos combustibles se diferencian principalmente en los sistemas de acondicionamiento de estos y en sus sistemas de ignición y quemado, cuyas características varían según el estado de materia del combustible y de las características de las cuales se quiere sacar mayor partido (rendimiento, contaminación, fiabilidad, etc.) [4]

En el momento de la combustión, los quemadores preparan la mezcla de aire y carbón con objeto de que se quemara de la manera más eficiente posible. La combustión se desencadena gracias a un sistema de ignición con chispa, y el apoyo de otros combustibles más rápidamente inflamables que desencadenen el resto de la combustión. La energía calorífica generada se transmite al circuito de vapor de agua. El vapor circula a presión por la pared de tubos de la caldera. La presión permite que el vapor mueva el rotor de la turbina a su llegada a ésta; transformando la energía química del combustible en la energía mecánica necesaria. [4]

Independientemente del tipo de combustible a emplear, en todas las instalaciones de vapor, el generador de vapor es la unidad más importante del sistema; junto a los equipos y subsistemas integrados en él. Los equipos más importantes de una central de generación eléctrica son:

- Recepción y acondicionamiento del combustible.
- El generador de vapor.
- El equipo de combustión.
- La línea de limpieza de gases.
- El grupo generador turbina-alternador.
- El equipo de eliminación de calor residual, incluyendo la torre de refrigeración. [5]

La mayoría de estos equipos se describen en el capítulo 3.4, concerniente a la caldera.

La turbina está formada por dos cuerpos, uno de alta presión y uno de baja presión. Estos dos cuerpos están unidos a un mismo eje que mueve el generador eléctrico.

El cuerpo de alta está formado por cientos de álabes de dimensiones reducidas. Sin embargo, el cuerpo de baja presenta menor cantidad de álabes, siendo el tamaño de estos susceptiblemente mayor que el de los demás cuerpos. De esta forma el aprovechamiento de la energía del vapor es máximo, ya que se va adaptando a las necesidades que conlleva el cambio en las condiciones del vapor. [5]

Ha de tenerse en cuenta que las gotas de agua que se encuentran en el vapor pueden impactar contra los álabes a gran velocidad, pudiendo erosionarlos de forma que su eficiencia se reducirá, llegando a impedir que trabaje adecuadamente. Como solución a este problema se emplea un deshumidificador colocado antes del primer cuerpo de turbina que elimina esas gotas perjudiciales. [5]

3.3.1 Principales circuitos de la central

En el caso de estudio, se diferencian cuatro circuitos básicos, necesarios para su funcionamiento. Se procede a continuación, a una breve descripción de cada uno de ellos, con el fin de ubicar y poder comprender el funcionamiento de la central que se va a estudiar.

- **Circuito de carbón y ceniza.** El carbón entra en la caldera a través del dispositivo de alimentación compuesto por la tolva de alimentación, su preparación en el sistema de pulverización (molinos) y su transporte por conducción forzada de aire primario. Las cenizas que deja la combustión del carbón se recolecta en la parte inferior de la caldera, en el coloquialmente llamado cenicero. [4]
- **Circuito de aire y gas.** El aire de combustión se introduce en la caldera gracias a un ventilador de tiro forzado. Previamente, el aire ha pasado a través de un precalentador, donde aumenta su temperatura intercambiando calor con los gases de escape de la caldera, como muestra la acanaladura blanca mostrada en la figura 3.1. Es en la caldera donde se produce la reacción con el combustible, y el aire pasa a formar parte del gas de combustión. Los gases tras su paso por la caldera, y la sección de recuperación de calor, pasan por un proceso de limpieza, donde se eliminan contaminantes y productos inquemados, como se describe en el apartado 3.3 e ilustrado en la figura 3.1. [4]
- **Circuito de agua de alimentación y vapor.** En el circuito de agua y vapor, los condensados son los primeros en pasar por un intercambiador de calor para su regreso a la caldera desde el último cuerpo de turbina. En su recorrido pasará por el calderín y los diferentes intercambiadores de calor. El agua circula por la pared de tubos del evaporador debido a la diferencia de densidad que existe entre la zona de alta temperatura y baja temperatura. El vapor húmedo que llega del calderín recibe calor del sobrecalentador dispuesto más adelante, antes de entrar en el primer cuerpo de turbina, como muestra la línea roja dispuesta en la figura 3.1. Una vez turbinado por primera vez pasa al recalentador, donde recibe de nuevo calor y pierde humedad (línea naranja figura 3.1). De ahí se elimina el vapor atrapado (vapor purgado) desde diferentes puntos de la turbina. Una fracción del vapor y de agua se extravía mientras pasa por los diversos equipos; esto se equilibra con abastecimiento de agua de alimentación adicional. Este agua de alimentación debe ser depurado antes de su manipulación, para evitar el decapado y corrosión de los tubos de la caldera. [6],[7],[8],[9]
- **Circuito de agua de refrigeración.** El agua de refrigeración que se suministra al condensador se encuentra en circuito cerrado entre éste y un sistema de enfriamiento, el cual ayuda a mantener una presión baja y a enfriar el agua de proceso para recircularla al ciclo de vapor. El agua debe sacarse de algún cauce natural como ríos, lagos o el mar, o agua de proceso enfriada en recirculación. En las grandes centrales, la refrigeración se produce en torres de refrigeración. Estas torres disponen

de un sistema de pulverización y una rejilla de material empaquetado para aumentar la superficie de intercambio a través de minúsculas gotas. Por convección, o ventiladores inducidos o forzados, se genera un tiro de aire frío que se eleva a través de la torre, mientras que el agua a enfriar desciende por acción de la gravedad. Consecuencia de este contacto se enfría el agua, recogida posteriormente en la piscina inferior (ilustrado con la línea morada del a figura 3.1); mientras, el vapor absorbido por el aire es emitido a la atmósfera por la abertura superior de la torre. La pérdida de vapor por la absorción del aire provoca la necesidad de agregar agua adicional al circuito.[6],[7],[8],[9]

Como ya se ha enunciado, todos los elementos pertenecientes o involucrados con la caldera serán analizados en el siguiente apartado (3.4).

A continuación se muestra una imagen esquemática de la central, de la cual se explican en sucesivos apartados los equipos concernientes a este proyecto.

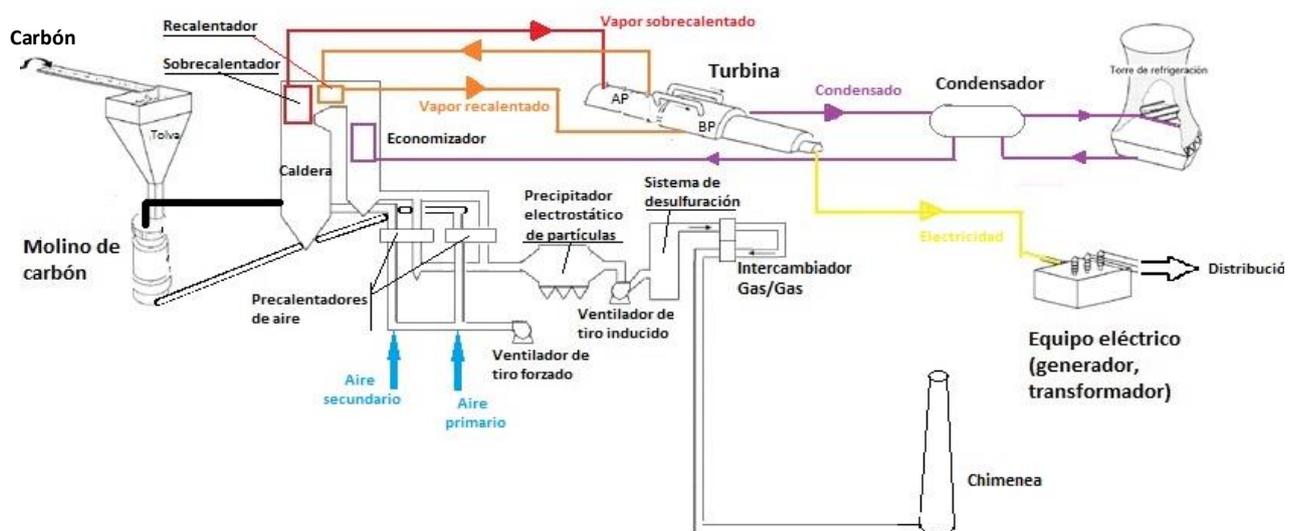


Figura 3.1 Esquema de los sistemas básicos de una central de generación [11]

3.3.2 Descripción general del objeto de estudio

La central en estudio en este proyecto es una central térmica convencional, la cual consta de cuatro grupos de características casi idénticas. El conjunto de la central genera una potencia de 1199.6 MW a plena carga.

El emplazamiento de las instalaciones tiene su razón de ser en la proximidad con un embalse, ya que proporciona el agua necesaria para la refrigeración y el proceso. A su vez, se localiza en las inmediaciones de una zona minera, con varios centros mineros cercanos que aseguran el abastecimiento de combustible de la central.

El combustible consumido es antracita local combinada con coque. Esta mezcla proporciona las propiedades caloríficas necesarias para el correcto funcionamiento de los grupos generadores. Dicho combustible será analizado en el apartado 3.5.

Los grupos de la central están formados por calderas de unos 55 metros de altura, cuya circulación del vapor por los tubos es natural. Constan de un sobrecalentador y un recalentador, además de un economizador que recupera parte de la energía de los gases de combustión después del proceso de turbinado. Estos elementos se describen más en profundidad en el capítulo relacionado con la caldera (3.4).

La recuperación del fluido de trabajo se realiza a través de un condensador con una superficie de intercambio de 18000 m² por grupo. El condensador trabaja con un salto térmico de unos 10°C. El fluido que sirve como refrigerante es agua procedente, en su mayoría, de la torre de refrigeración, aunque también se emplea como refrigerante agua en circuito abierto para alguno de los grupos.

La refrigeración del agua se realiza por medio de las torres de refrigeración, cuya cota alcanza una altura de 80 m, con una planta de base de 110 m de diámetro. Cada uno de estos sistemas de refrigeración es capaz de enfriar un caudal de 30000 m³/h, con un salto térmico de 10°C, permitiendo la recuperación del fluido a 25 °C.

En lo referente a la turbina, se obtienen un total de 6 extracciones de vapor para distintas operaciones de extracción de potencia e intercambio de calor. Estas turbinas pueden llegar a una presión en el condensador de unos 50 bar, presión que deberá ser manejada y/o reducida para algunos de los equipos desarrollados en el proyecto.

Los grupos que generan la energía eléctrica están compuestos por alternadores de eje horizontal, capaces de operar con una potencia de 400 MVA, a una tensión de 18000 V y un factor de potencia alrededor de 0.9. A este equipo se le une transformadores monofásicos acorazados de potencias 3x120. El transformador está capacitado para una relación de transformación de este equipo es de 237/18.

3.4 Caldera

Centrando la atención en la parte de la central que está involucrada en el proyecto, se realiza una breve descripción de los parámetros constructivos y de operación de la caldera utilizada como objeto de estudio, la cual genera los gases de combustión a gestionar por los equipos a involucrados en el proyecto, regulando parámetros como su composición.

3.4.1 Descripción general de la caldera

Aunque a grandes rasgos todas las calderas estén formadas por el mismo esquema constructivo y sus partes elementales sean muy similares, hay ciertos aspectos fundamentales

para la operación de la planta que, según los equipos instalados, pueden modificar por completo el funcionamiento de la planta. Aspectos como el ambiente de combustión y de formación de contaminantes se ven modificados según las características constructivas de la caldera. [10]

La caldera utilizada como objeto de estudio en este proyecto forma parte de un generador de vapor cuyo funcionamiento se basa en el recalentamiento en fase única. La circulación del fluido de proceso (vapor de agua) se realiza por proceso natural, es decir, el ascenso de la mezcla agua/vapor a través de la pared de tubos del hogar se produce por convección natural, debido al descenso de la densidad a medida que la temperatura aumenta. Para que la pérdida de carga sea mínima la disposición de los tubos, en la medida de lo posible, es vertical.

El grupo tienen una potencia aproximada de 350 MW brutos. La caldera, de circulación natural, es sub-crítica, caracterizada por una combustión vertical en arco, como se muestra en la figura 3.2. Este tipo de hogares se emplean, principalmente, para quemar carbones con humedades y contenidos en materia volátil libre de ceniza entre el 9 % y el 13 %. A su vez, requieren de menores cantidades de combustibles estabilizantes auxiliares en comparación con las calderas de fuegos frontales o tangenciales. Sin embargo, su equipamiento de quemado (quemadores, ignitores, alimentación de molinos, etc.) es más complejo, lo que hace que tenga unas características de operación más complejas.

Las boquillas de los quemadores de calderas deben estar fabricadas de materiales resistentes a la corrosión y a la abrasión, ya que por ellas se descarga el carbón pulverizado, impulsado por el aire primario. La inyección de este aire a alta presión es necesaria para evitar una circulación reducida de la corriente de combustible. Las toberas de aire terciario se localizan en fila a lo largo de la pared frontal y lateral.

La introducción tardía del aire terciario proporciona la turbulencia necesaria en el punto de la llama en que se ha producido la dilución parcial de los productos para que la combustión sea completa, este aspecto afecta a la generación de óxidos de nitrógeno de manera negativa, ya que la turbulencia permite un mezclado más homogéneo de gases, combustible y aire, lo que favoreciendo el encuentro de oxígeno y nitrógeno.

El sistema de quemado produce una llama larga y en forma de arco, y los gases de combustión se evacúan hacia la parte superior por el centro del hogar. Una porción del aire de combustión total se retiene de la corriente de combustible hasta ser proyectada en el fondo del hogar. Esta disposición tiene la ventaja de calentar la corriente de combustible por separado de una porción significativa del aire de combustión para proporcionar una buena estabilidad de ignición. El flujo de caldera pasa delante de las toberas de combustible para proporcionar la energía de encendido que eleva la corriente de combustible a la temperatura de ignición. El patrón de flujo también asegura que las partículas más grande de sólido sean arrastradas, junto al efecto de una superficie en relación al peso más baja, tienen el tiempo de residencia más largo en la cámara de combustión, cuestión que también afecta negativamente a la generación de NO_x. [10]

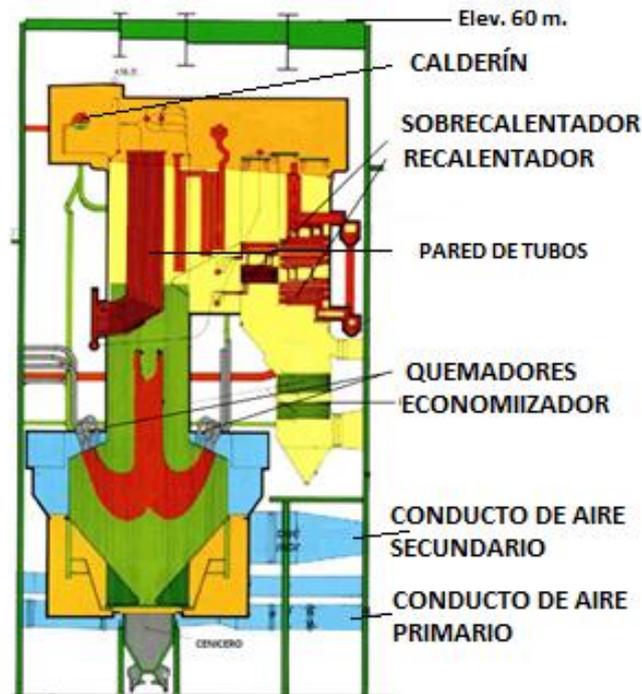


Figura 3.2 Caldera de fuegos verticales [Fuente: <http://www.atmosferis.com/tipos-de-calderas-de-carbon/>]

La caldera dispone de 24 quemadores, 12 en la pared frontal y 12 en la posterior, y 6 molinos de carbón tipo horizontal de bolas.

Cada molino está compuesto de un cilindro hueco, con una longitud cercana a su diámetro, revestido con material resistente a la abrasión. Este hueco se ve ocupado, hasta la mitad de su capacidad, por bolas de acero forjado o aleación. El conjunto gira a velocidades comprendidas entre las 18 rpm y 35 rpm. La molienda es el resultado del impacto de las bolas con el carbón, de una trituración por fricción entre las propias partículas de carbón y el choque de bolas entre sí con la presencia de carbón entre ellas. El primer mecanismo reduce las piezas de carbón más grandes y los otros dan la finura final. [10]

El aire caliente (aire primario) seca y elimina las partículas de tamaño inadecuado del flujo de carbón, es decir, partículas con un tamaño superior al requerido para un buen rendimiento de la caldera. Estas partículas indeseadas son rechazadas por el clasificador. Este rechazo hace que se sequen y pasen nuevamente por la zona de trituración. Este tipo de molino es especialmente sensible a la humedad en lo referente a su capacidad. Además, su consumo es muy alto debido al peso de las partes y a sus dimensiones, que a su vez necesitan de un gran espacio para su instalación. Estos molinos son equipos en los que una operación intermitente tiene una gran penalización, por todo lo expuesto anteriormente. Por otro lado, su mantenimiento es fácil, debido a la accesibilidad de los elementos y su larga duración. [10]

Actualmente los quemadores utilizados son de bajo NO_x, apoyado por un sistema de Aire sobre Fuegos (OFA-OverFire Air) para reducir emisiones, como se describe en el capítulo 3.6 referido al contaminante. Estos equipos fueron introducidos como medidas primarias, es decir, como medidas en la propia combustión, para limitar la producción de NO_x. Sin embargo estas

modificaciones trajeron consigo un aumento de la emisión de inquemados, lo que hace que la operación del molino sea de vital importancia, ya que es la herramienta principal para contrarrestar ese aumento de emisión.

Como se mencionó en un principio, el combustible principal es antracita local mezclada habitualmente con coque de petróleo. Además, como combustible auxiliar para la ignición, se emplea gas-oil y fuel-oil.

El grupo térmico fue diseñado para una producción de 1.090 t/h de vapor sobrecalentado (a 168 kg/cm² y 540°C) y 960 t/h de vapor recalentado (40 kg/cm² y 540°C). Se realiza en el siguiente apartado (3.5) una descripción más detallada de los combustibles.

La caldera cuenta con un sobrecalentador primario, de radiación (con paredes divisorias en la parte superior del hogar que delimitan la zona de combustión respecto a la zona de intercambio de calor), y otro final; recalentadores; y economizadores.

Los dos primeros proporcionan el vapor sobrecalentado, cuya energía en forma de calor y cantidad de movimiento serán transmitidas al rotor de la turbina; el economizador, por su parte, mejora la eficiencia del generador intercambiando calor con el gas de combustión descargado de los demás intercambiadores de la zona de recuperación de calor.

El economizador no trata de evaporar el agua, sino de aumentar su temperatura para que el proceso sea más eficiente, intercambiando el calor con los gases hasta temperaturas por debajo de las de saturación. Aguas abajo, el paso paralelo de gases en la zona de recuperación de calor tiene compuertas de control para regulación de la temperatura del vapor recalentado. La temperatura a la salida de este elemento es otro de los parámetros que afectan de manera crítica a la operación del sistema SCR, como se desarrolla en el apartado 3.7

El vapor es el fluido que físicamente produce la energía, debido a sus cambios térmicos y de cantidad de movimiento. Es el resultado de ceder una cantidad de calor suficiente al agua para que se evapore. Durante este proceso el agua pasa por dos fases, una de calentamiento hasta la temperatura de cambio de fase a presión constante, y otra de cambio de fase en la cual no hay un aumento de la temperatura del fluido. Una vez que todo el agua está evaporada, el vapor aumenta su temperatura si se enfrenta a otra sustancia a mayor temperatura, hasta llegar a un estado de sobrecalentamiento. Las propiedades de este vapor son cercanas a las de un gas ideal. Por ello un generador de vapor tiene cuatro misiones fundamentales:

- Producir el vapor de alta pureza, empleando mecanismos estacionarios para purificarlo.
- Sobrecalentar el vapor generado a una temperatura determinada, según las necesidades de la central.
- Recalentar el vapor tras su paso por la turbina al rango de trabajo especificado.
- Reducir la temperatura del gas de combustión al mínimo que se requiera para maximizar la eficiencia y a su vez acondicionarlo para su tratamiento. [10]

Los grupos disponen de precipitadores electrostáticos, sistema de desulfuración de tipo húmedo con GGH (*Gas-Gas Heater*) y ventilador booster.

La caldera dispone de dos ventiladores de tiro forzado (VTF) de paso variable, para el impulso del aire de combustión, y dos precalentadores de aire secundario (PAS) de tipo regenerativo. Dos ventiladores de aire primario (VAP) centrífugos toman el aire a la salida de los VTF impulsándolo a dos precalentadores de aire primario (PAP) de tipo regenerativo, que acondicionan el aire para una mejor combustión. Dichos precalentadores son de diseño Rothemule y son uno de los sistemas afectados por la instalación de los equipos que se dimensionan en este proyecto, ya que el fluido de intercambio es el gas de combustión proveniente de la salida de caldera, el cual, después de la modificación, será conducido previamente al sistema SCR. Esta circunstancia se describe más adelante en el apartado de resultados, concretamente en el apartado 5.3.

Los ventiladores de tiro inducido (VTI) son los originales suministrados con las calderas, cada grupo con dos VTI de paso variable, que impulsan los gases de escape para su salida.

3.4.2 Situación actual

Para poder dimensionar los equipos que consigan la reducción de óxidos de nitrógeno que se desea alcanzar con el desarrollo del proyecto, es necesario saber la situación actual de operación en la que se encuentra la caldera.

Para lograr este objetivo, se mostrarán las características del ambiente en la localización de la central, así como la composición del aire que entra en la caldera para la combustión. Con estos datos y los concernientes al combustible, se realizará un balance de materia en las condiciones más desfavorables, con el cual se podrá definir la composición de los gases de combustión, y con ello, la magnitud que debe tener la reducción del contaminante a tratar.

En la actualidad, la actividad de la caldera elegida como objeto de estudio es muy variable. La demanda de energía tan dependiente de las condiciones meteorológicas (eólica e hidroeléctrica), hace difícil dar una tendencia de operación. Para este proyecto se tomarán las condiciones más desfavorables para la operación del sistema a implementar.

De las posibles mezclas de combustibles, la mezcla con mínimo coque es la que produce mayor volumen de gases y cantidad de ceniza de entrada al futuro SCR. Este combustible es analizado en el apartado 3.5. Sus condiciones de operación serán las que se tomarán como base para este estudio.

3.4.2.1 Características ambientales

A continuación se indican los datos locales y climatológicos a considerar durante el desarrollo del proyecto, de los cuales la humedad relativa y la temperatura son los más influyentes en lo concerniente a la combustión y a la operación de los equipos a dimensionar:

Tabla 3.4 Características ambientales de la localización de la central

Característica	valor
Altitud	539 (m)
Temperatura min (valor puntual)	-5 (°C)
Temperatura max (valor puntual)	35 (°C)
Temperatura media	12,6 (°C)
Humedad relativa %	61.8 %
Pluviosidad media anual	668 (mm)
Nº medio anual días con precipitación 1 mm	93 (días)
Nº medio anual días de tormenta	23 (días)
Nº medio anual días de niebla	10 (días)
Nº medio anual días despejados	82 (días)
Nº medio anual horas de Sol	2113(horas)

Información adicional actualizada en la página web:

<http://www.aemet.es/es/serviciosclimaticos/datosclimatologicos/valoresclimatologicos>

Siendo la composición del aire en la ubicación de la central la expuesta en la tabla 3.5.

Tabla 3.5 Composición del aire en la localización de la central

Aire	seco	húmedo
O ₂ (%)	20,946	20,63
N ₂ (%)	78,094	76,90
H ₂ O (%)	0	1,53
Ar (%)	0,96	0,95
Temperatura ambiente (°C)		20
Humedad relativa (%)		61,8
Razón de mezcla		0,0097

Con estos valores y los mostrados en la tabla 3.8 del apartado 3.5.2 relativos a la composición del combustible empleado en la caldera, se ha realizado el balance de materia de la caldera. Para dicho balance se ha procedido de la siguiente forma:

3.4.2.2 Balance de materia a la salida de caldera

El estudio de la composición de los gases a la salida de la caldera se ha realizado por estequiometría de reacción, considerando las condiciones ambientales expuestas en la tabla 3.4 y 3.5, y las condiciones de la mezcla de combustible definida en la tabla 3.8.

En primer lugar se ha definido la composición de los gases con una mezcla estequiométrica de aire/combustible, procediendo para ello como se describe en el ANEXO 1. Una vez se tienen estos valores, se ajusta el exceso de aire mediante los datos recogidos por la instrumentación en diferentes puntos de la línea de gases. Siendo las reacciones consideradas:



Donde el carbono se refiere al total en el carbón menos la parte proporcional de cenizas/inquemados. El cálculo del porcentaje de carbono en este componente se basa en la siguiente relación:

$$\frac{\% MV \cdot \% C \text{ en } MV + \% Escorias \cdot \% C \text{ en } Escorias}{\% MV \cdot (100 - \% C \text{ en } MV) + \% Escorias \cdot (100 - \% C \text{ en } Escorias)} \quad (3)$$

En el cálculo de la humedad de los gases se ha incluido la humedad aportada, tanto del combustible como del aire de combustión.

Las concentraciones de contaminantes se han calculado mediante iteración entre las medidas realizadas por la instrumentación de la caldera y el exceso de aire calculado a partir de las mediciones de % O₂ a la salida de caldera.

En este balance de materia se ha tenido en cuenta el contenido en cenizas/inquemados y la humedad de cada uno de los participantes en la combustión. El desarrollo de este balance de materia puede ser consultado en el ANEXO 1.

Según los datos aportados por el balance de materia sobre NO_x saliendo de caldera, se consideran en este estudio los siguientes valores de entrada al sistema SCR:

- 772 mg/Nm³ (6% O₂, seco) a plena carga.
- 700 mg/Nm³ (6% O₂, seco) a mínimo técnico.

3.4.2.3 Características de operación de la caldera

Se resumen seguidamente las condiciones de operación que se han considerado para dimensionamiento preliminar de los SCR para el grupo utilizado como objeto de estudio:

Datos de operación a Plena Carga

Tabla 3.6 Características de operación a plena a carga

<u>Características</u>	<u>Valores</u>
Potencia nominal bruta	350 MW
Potencia nominal neta	330 MW
Consumo carbón	171 t/h
Emisiones NO _x salida caldera	800 mg/Nm ³ (6% O ₂ base seca)
Concentración SO ₂ salida caldera	4282 mg/Nm ³ (6% O ₂ base seca)
Concentración cenizas salida caldera	35 g/Nm ³ (6% O ₂ base seca)
Caudal gases salida caldera	1.168.338 Nm ³ /h
Temperatura gases salida caldera	384 °C
Presión gases salida caldera	-85 mmca

Datos de operación a Mínimo Técnico

Tabla 3.7 Características de operación a Mínimo Técnico

Características	Valores
Potencia nominal bruta	182 MW
Potencia nominal neta	163 MW
Consumo carbón	93 t/h
Emisiones NO _x salida caldera	700 mg/Nm ³ (6% O ₂ base seca)
Concentración SO ₂ salida caldera	4282 mg/Nm ³ (6% O ₂ base seca)
Concentración cenizas salida caldera	28 g/Nm ³ (6% O ₂ base seca)
Caudal gases salida caldera	800.000 Nm ³ /h
Temperatura gases salida caldera	320 °C
Presión gases salida caldera	-30 mmca

Para llegar a estos valores de diseño se ha realizado el Balance de materia de la caldera a plena carga, incluido en el ANEXO 1.

La figura 3.3 muestra la disposición esquematizada de los equipos actuales, incluidos los pertenecientes a la línea de limpieza de gases.

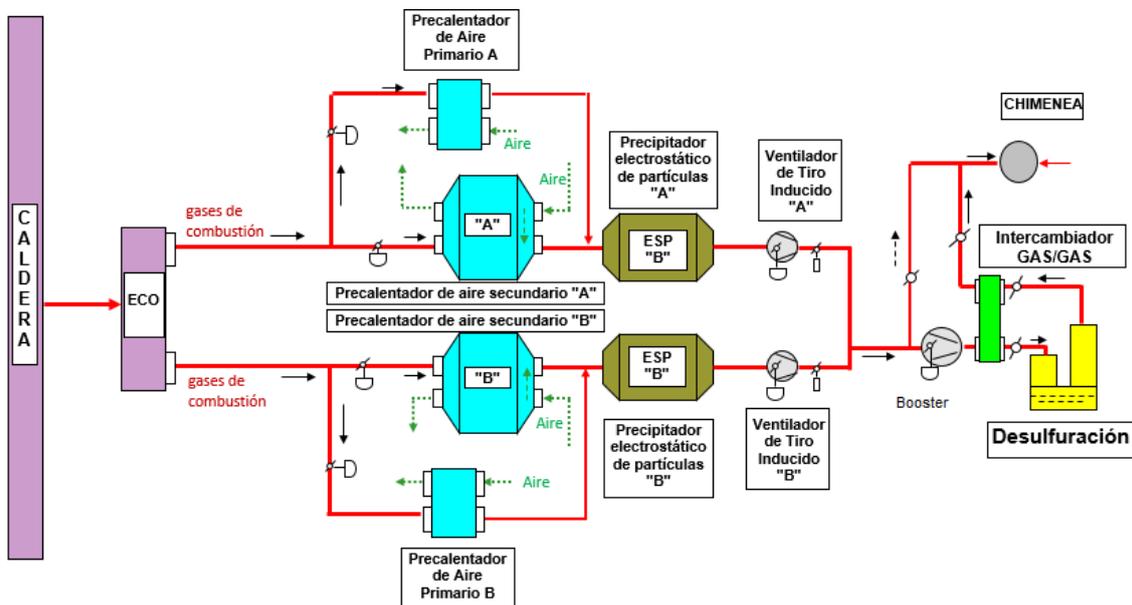


Figura 3.3 Disposición actual del grupo objeto de estudio.

3.5 Combustible

Con objeto de que el generador de vapor funcione, ha de alimentarse la caldera para que se produzca la combustión. En este apartado se analiza el combustible utilizado para la alimentación de caldera, origen de los contaminantes a tratar en el proyecto. Este análisis

servirá para hallar la composición de los gases y su influencia sobre los equipos implicados en el proyecto.

Los combustibles utilizados para la generación de energía en centrales convencionales se divide en tres grandes grupos según el estado de la materia en el que se encuentren en la naturaleza; sólido, líquido y gaseoso, los denominados *combustibles fósiles*. Se nombran así debido a su procedencia de restos orgánicos de plantas y otros organismos que hace millones de años poblaban la Tierra.

Los combustibles residuales que queman algunas calderas son subproductos del petróleo en crudo. La madera también es una fuente natural de calor, aunque raramente se quema en calderas de generación excepto en los nuevos conceptos de calderas de biomasa.

El combustible más importante de los utilizados para la generación de electricidad es el carbón, ya que hay yacimientos por todo el mundo, en grandes cantidades y con calidades más estudiadas que la de cualquier otro combustible. En éste se centrará la base de estudio de este documento. [10]

3.5.1 El carbón

La importancia del carbón dentro de la industria energética y para la sociedad en general queda clara viendo las cantidades y porcentajes que se manejan cuando se habla de este tipo de combustible. Se estima que el 40 % de la electricidad generada en la primera década del siglo XXI tuvo como fuente el carbón, este porcentaje desglosado en países puede llegar al 95% como en el caso de Sudáfrica. Por el contrario, su densidad es inferior al de otros combustibles fósiles, por lo que se hace más caro de transportar y se hace relevante el hecho de ubicar sus plantas de consumo cerca de la zona de extracción. La principal desventaja del carbón es su composición en compuestos contaminantes como el CO₂, SO₂ y NO_x entre otros. [8], [9]

El carbón es un mineral duro, de color negro y se asemeja a una roca sedimentaria, la cual se compone principalmente de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y varios tipos de sulfuros. Procede de la descomposición de organismos vegetales (maderas, helechos, hojas, esporas), las cuales se depositan en áreas pantanosas o cenagosas poco profundas, acumulándose en el fondo. Su energía se origina de la fotosíntesis y la energía absorbida de la luz, transformándose en energía química almacenada en enlaces.

Los carbones se clasifican según el grado de alteración de la composición desde su origen, desde lignito hasta antracita. Después de muchos intentos de realizar una clasificación justificada, ASTM estableció una clasificación, de acuerdo con la composición en carbono fijo y su poder calorífico, los de alto rango se clasifican según el primer criterio y los de bajo rango por el segundo. Este desarrollo se basa en el avance de la propuesta de S.W. Parr. El método realiza un análisis de los cuatro componentes principales del carbón: agua (humedad); impurezas minerales (cenizas); gases expulsados cuando se calienta a cierta temperatura

(material volátil) y materia coquizada a temperaturas mayores que los volátiles (carbono fijo). A medida del carbono fijo aumenta, la humedad y los volátiles disminuyen. [10]

3.5.2 Combustible actual de la central

El combustible principal es antracita local mezclada habitualmente con coque de petróleo. Como combustible auxiliar se utiliza gas-oil y fuel-oil.

Antracita. Es un material duro y muy quebradizo, con una porosidad muy baja. Su pigmentación negra brillante es muy característica de este material, debido a su homogeneidad de composición, sin marcas de impurezas. Su consideración de carbón de alto rango viene determinada por su alto contenido en carbono fijo, prácticamente en su totalidad (ver figura 3.4), y bajo porcentaje en materia volátil, compuesta principalmente por metano (CH₄). Su dureza es la más alta de los carbones comerciales. Puede subdividirse en “meta-antracita”, la cual quema más lentamente, y “semi-antracita”, cuya composición en volátiles es suficiente para arder por sí solos, sin necesidad de mezclas. Por lo general les cuesta arder, por lo que las temperaturas en el hogar deben ser elevadas y un fuerte tiro. La mayor parte de las antracitas tienen un poder calorífico menor a los carbones bituminosos de alta gama, como se muestra en la figura 3.4. Las antracitas están recomendadas para combustiones en las que se requiere ausencia de humo. [10]

Coque. La combustión de combustibles primarios/secundarios, si se lleva a cabo en ciertas condiciones, consigue formar este subproducto en un proceso de carbonizado llamado pirolisis. Las posibles resinas fosilizadas en estos combustibles, junto a las condiciones de calor y atmósfera generadas en los hornos de subproductos hacen que los gases volátiles y los sólidos se separen en un proceso de destilación, el cual se consigue excluyendo el oxígeno en el proceso. Un coque de calidad suele ser brillante, duro y porosidad uniforme, con poco material volátil y sin humos. Este proceso no es económicamente rentable, sin embargo puede obtenerse por producción “espontánea”, de donde los elementos volátiles generados también pueden reutilizarse. En el caso del coque de petróleo, el resto de crudo refinado se calienta rápidamente para aislar el coque; pasando por varios tambores hasta que el residuo que solidifica es el llamado coque retardado; mientras que al que se obtiene de un proceso donde se quema coque hasta fundir y se hace reaccionar en vasijas con restos de petróleo precalentado se le denomina coque fluido. [10]

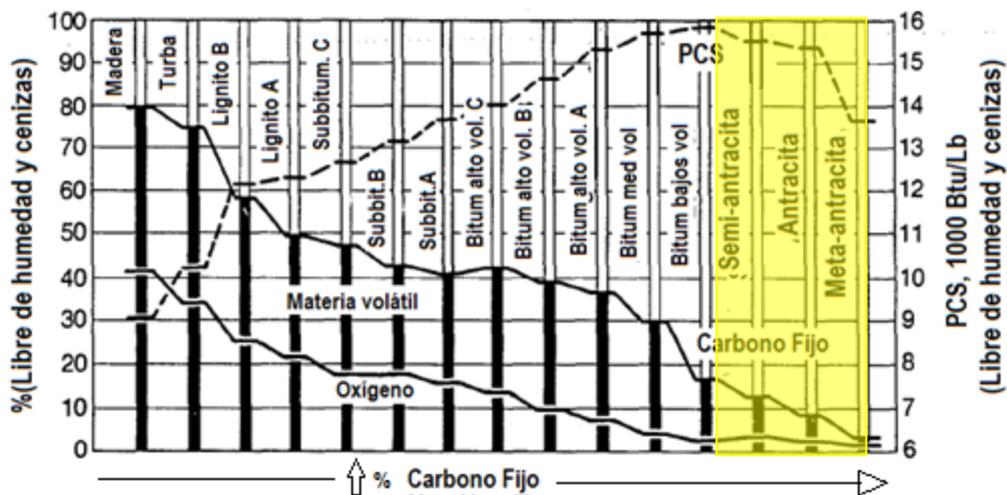


Figura 3.4 Gráfico de comparación de propiedades de las distintas clases de carbón [10]

Se tiene en cuenta un carbón de diseño en función de la previsión de consumo en los años de entrada en vigor de la DEI, y que abarque en su caudal de gases y emisiones todo el espectro de caudales de gases entre todas las opciones de combustibles consumidos hasta la fecha. En este caso corresponde a una mezcla 90/10 en peso entre una antracita local y coque de petróleo. La tabla 3.8 muestra las características del carbón considerado:

Tabla 3.8 Composición y propiedades del carbón de diseño [Fuente: Endesa]

	Mezcla (90/10 peso)	Antracita Local	Coque de Petróleo
Elemental	Base Húmeda	Base Húmeda	Base Húmeda
Humedad %	8,65	8,88	6,59
Cenizas %	28,85	31,91	1,30
C %	55,51	52,75	80,34
H %	1,98	1,82	3,45
N %	0,94	0,86	1,62
S %	1,70	1,27	5,60
O %	2,37	2,51	1,10
Poder Calórico			
PCS	5085 kcal /kg	4784 kcal/kg	7791 kcal/kg
PCI	4934 kcal/kg	4640 kcal/kg	7578 kcal/kg

Se puede observar que el combustible tiene un alto porcentaje en cenizas, lo que afecta a la forma constructiva del catalizador del SCR. Este aspecto puede llevar a problemas de obstrucción y desactivación de este, como se describe en el Anexo 9.

3.6 Contaminante principal. NO_x

Los óxidos de nitrógeno son uno de los contaminantes principales emitidos durante los procesos de combustión. Como sucede con los óxidos de azufre y la materia particulada, los NO_x contribuyen a efectos ambientales como la lluvia ácida y la formación de ozono troposférico, también participan en el neblumo y algunas afecciones contra la salud. Por ello, sus emisiones son reguladas y controladas para que sus fuentes no emitan cantidades mayores de las establecidas. Esta es la acción pretendida por este proyecto, por ello se debe conocer de una manera más rigurosa, analizando su formación y a partir de ello la forma de reducirlo. [12]

El NO_x se refiere principalmente a la emisión acumulativa de óxido nítrico (NO), en menor medida a la emisión de dióxido de nitrógeno (NO₂), y en mínimas cantidades de otras especies a partir de nitrógeno, las cuales son producto de la combustión. Aunque en origen la proporción es la anterior, una vez entran en contacto con la atmósfera, la mayor parte del NO se oxida en NO₂, causante del neblumo y de la pluma de chimenea en ciertas aplicaciones debido al movimiento browniano de sus moléculas. [12]

3.6.1 Mecanismos de formación

Existen dos mecanismos principales de formación de NO_x, NO_x térmico y NO_x del combustible. En menor medida se forma el NO_x *súbito*. Este se produce en mezclas ricas por una serie de reacciones en los radicales hidrocarburos y el nitrógeno molecular de la llama.

Respecto al NO_x térmico, se forma a través de la oxidación a alta temperatura del nitrógeno del que se compone el aire de combustión, asimismo, su formación también es dependiente del tiempo de residencia y la turbulencia del flujo. La cantidad de NO_x formada comienza a ser considerable a partir de los 1200°C, siendo el crecimiento exponencial según aumenta la temperatura. Este mecanismo de formación se controla reduciendo temperatura de llama y la cantidad de aire de combustión, retrasando la entrada de aire para completar la combustión. Otra posibilidad es la recirculación de gases de combustión, aumentando el peso de gas a calentar por la energía química del combustible, reduciendo la temperatura de llama. [13]

La mayor fuente de NO_x formado a partir del quemado de combustibles como el carbón es la de NO_x de combustible, el cual puede superar el 80 % de la emisión en la combustión de carbón. El nitrógeno presente en estos combustibles forma parte de los componentes orgánicos de ellos. Aunque este sea el mecanismo principal para la generación de óxidos de nitrógeno, solo entre el 20% y el 30% del nitrógeno contenido en el combustible se convierte en NO.

Este mecanismo de formación tiene dos caminos:

- El primero involucra la oxidación del nitrógeno de la materia volátil al comienzo de la combustión. Antes de la oxidación de los volátiles, el nitrógeno reacciona a formas intermedias en llamas de mezcla rica, las cuales después se oxidan a NO_x o se reduce a

nitrógeno molecular. Estas reacciones dependen fuertemente de la relación estequiométrica, pero no de la variación de temperaturas. Por tanto, puede controlarse disminuyendo la cantidad de oxígeno presente en las primeras fases de la combustión. Este camino puede proporcionar entre el 60% y 90% de la contribución del NO_x de combustible.

- El segundo camino involucra la liberación de radicales de nitrógeno durante la combustión de los sólidos del combustible. Esta reacción es mucho más lenta que la de los volátiles.[13]

Una vez que está en la atmósfera, El NO₂ se involucra en una serie de reacciones que forman contaminantes secundarios. El NO₂ puede reaccionar con la luz solar y con hidrocarburos para producir ozono troposférico, niebla fotoquímica, componentes de la lluvia ácida (la formación de ácido nítrico contribuye a este fenómeno) y materia particulada. Cada uno de ellos puede tener efectos significativos sobre la salud.

3.6.2 Métodos de reducción

A diferencia del azufre o las partículas, el nitrógeno contenido en el combustible, no es fácil de eliminar. Por lo tanto, la forma más rentable de reducir la emisión de óxidos de nitrógeno antes de la combustión es la elección de un combustible con bajo contenido en nitrógeno. Bajo esta consideración son los fuelóleos los menos contaminantes. Por el contrario, en la combustión del carbón se produce gran cantidad de NO_x. Además, no existe una correlación entre el contenido en nitrógeno y la formación de NO_x, ya que factores como los volátiles, el oxígeno y la humedad dominan este fenómeno. [10], [13]

El hecho de que más del 75 % del NO_x formado sea del combustible hace que la manera más efectiva contra este fenómeno sea el impedimento de su formación. El carbón habitualmente tiene un contenido en nitrógeno de entre 0.5 y 2.0%. La alta disponibilidad de oxígeno y temperatura de llama facilitan la conversión del nitrógeno en los volátiles en NO_x. Sin embargo, la combustión del sólido carbonizado no produce tanto NO_x, debido a una combustión pobre en oxígeno.

La forma más efectiva de reducir el NO_x en combustión es reducir el aire disponible durante la fase de volatilización de la combustión. El oxígeno necesario para completar la combustión se aporta después de esta fase para una buena combustión del *char* y mantener la eficiencia de combustión. Existen dos métodos para reducir la presencia de oxígeno en el hogar durante la volatilización.

El primero se basa en el diseño de un quemador de manera que se limite el ratio de aire introducido en la llama, denominados *quemadores de bajo NO_x* (*Low NO_x Burner (LNB)* en inglés). De esta forma solo una fracción del aire se mezcla con el carbón durante la volatilización, completando la combustión en el hogar aguas abajo de la llama con el aire restante. Este tipo de quemadores reducen entre un 30 % y un 60% el NO_x incontrolado.

La manera de conseguir este efecto es el realizar varios registros de aire secundario en el quemador de forma que se crean una laminación de la combustión, con zonas separadas de llama, como muestra la figura 3.5. Ésta se distribuye en un núcleo de alta temperatura de volatilización pobre en oxígeno, separado de una zona exterior de aire secundario por una zona de transición de alta temperatura. El NO_x producido en la zona exterior de llama se reduce en otras especies gracias a la recirculación de los productos de combustión hacia el núcleo. La recirculación se realiza empleando alabes en la entrada de aire que crean un movimiento helicoidal del aire. Esta distribución es conocida como llama partida.

Este método tiene como contrapartida la reducción del grado de mezclado entre combustible y aire, y la llama producida es más larga que la generada con quemadores convencionales, con los problemas de desgaste y corrosión que puede provocar. La reducción del mezclado provoca una peor combustión y un aumento de los hidrocarburos inquemados, y por tanto, de la ceniza. Para reducir este efecto se realizan modificaciones en la pulverización del combustible. [13]

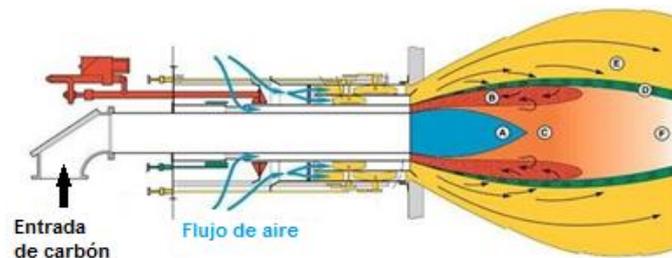


Figura 3.5 Quemador de bajo NO_x [13]

El segundo método, de reducción de oxígeno disponible durante las primeras fases de la combustión, es desviar parte del aire de combustión hacia zonas más altas del hogar, denominado *OverFire Air (OFA)*. Este método, en general, se lleva a cabo junto al primero (LNB) para multiplicar la reducción. La cantidad de aire desviada al OFA está entre el 20% y el 30% del aire de combustión. Esto conlleva, en algunos casos, una combustión en los quemadores por debajo de la estequiometría, lo cual provoca un aumento de los inquemados y el CO. Si la desviación es excesiva es posible que se forme NO_x en la zona OFA, por ello el ratio de introducción y mezcla de aire OFA son críticos para su acción eficaz. Los riesgos de aumento de inquemados y de corrosión hacen que en ocasiones la cantidad de aire desviada sea limitada por razones económicas, para aprovechar la energía intrínseca en los inquemados.

Con la regulación actual y/o propuesta, es lógico que se considere la máxima reducción de NO_x posible. Además de las medidas descritas hasta ahora, pueden aplicarse otras medidas aguas abajo de la zona de combustión, las llamadas medidas *end of pipe*. Estas medidas de post-combustión incluyen la *Reducción no Catalítica Selectiva (SNCR)* y la *Reducción Catalítica Selectiva (SCR)*. En ellas el NO_x se reduce a nitrógeno molecular y agua por la reacción con agentes inyectados en los gases de combustión (habitualmente amoníaco y/o urea). Ambas soluciones son muy parecidas. Su diferencia fundamental es la ausencia de catalizador en la reacción del SNCR, ello conlleva una menor reducción de NO_x, pero a su vez tiene la ventaja de evitar la acumulación de cenizas y otros precipitados en el reactor, además de tener unas menores pérdidas de carga al no tener el gas tantos obstáculos en su camino a los

precalentadores. Esta tecnología *end of pipe* será desarrollada en profundidad en el siguiente capítulo (3.6). [13]

3.7 Tecnología SCR

Como se ha introducido en el apartado 3.4, la caldera que sirve como caso de estudio ya cuenta con medidas primarias de reducción de NO_x. Aun así, debido principalmente al combustible quemado, las emisiones de óxidos de nitrógeno están lejos de las necesarias para cumplir la DEI. Para alcanzar este objetivo es necesario la implementación de métodos de postcombustión, en concreto un SCR. Para situar al lector en la tecnología e introducir los equipos a dimensionar, se describen las características de este sistema.

El SCR (*Selective Catalytic Reduction*) es uno de los métodos de reducción de óxidos de nitrógeno más efectivos de los desarrollados hasta ahora. Cuenta con un sistema muy avanzado tecnológicamente, de forma que a través de un principio activo se desencadena la reacción que se desarrolla más adelante.

Este sistema se basa en la inyección de un reactivo sobre un lecho fijo que contiene elementos que ayudan a catalizar la reacción química que reduce los NO_x. Habitualmente el reactivo utilizado es amoníaco, o en su defecto urea, más utilizada en la industria del transporte. [14]

El rango de aplicación de la reducción catalítica selectiva se extiende desde los motores de automoción hasta los sistemas de generación de energía eléctrica, en todas sus formas de producción mediante combustión (motores, calderas de vapor, etc.) en una amplia franja de potencias.

Para la aplicación concerniente a este proyecto, la eliminación completa de los NO_x es teóricamente posible, pero por cuestiones de eficiencia se diseñan habitualmente para una limpieza de los NO_x del 70-90%. Este sistema se aplica a flujos de fuentes estacionarias, como es el caso de estudio, en los que la implantación de medidas primarias (OFA: Overfire air, quemadores de bajo NO_x) y/o sistemas SNCR (no catalíticos) no son suficientes para los requerimientos de emisiones de óxidos de nitrógeno.

Ha de puntualizarse que el diseño de este sistema como parte de la concepción de la planta es muy diferente al caso que aplica en este proyecto, como modificación de una instalación existente, ya que en este último existen restricciones (espacio, estructuras, etc.) al no estar concebidas para albergar este sistema.

Entre las restricciones de diseño impuestas por el propietario de la central para la modificación de este grupo se encuentra un límite en el *slip* de amoníaco. Este *slip* se refiere a la cantidad de amoníaco sin reaccionar que permanece entre los gases de combustión a la salida del reactor SCR. Este fenómeno es inevitable debido a la falta de idealidad en las reacciones que se producen. Asimismo, este efecto limita la vida del catalizador y para las condiciones de

operación, como se describe en el apartado 3.7.4 y ANEXO 9. El valor de este límite para la caldera a modificar es de 2 ppmv.

3.7.1 Descripción del proceso

Como se ha indicado anteriormente, el caso de estudio es una fuente que puede tomarse como estacionaria, es decir, todos los equipos trabajan continuamente al mismo ritmo, sin grandes fluctuaciones que continuamente cambien las condiciones de operación. Esta situación permite que la reducción de NO_x sea constante. La reacción se logra mediante la inyección de amoníaco en el flujo de gases de combustión, los cuales alcanzan en el reactor unas capas de catalizador, tal y como muestra la figura 3.6

La cantidad de amoníaco a agregar depende de la concentración de NO_x que se introduzca en el reactor y de los requerimientos de reducción de NO_x. Si, por ejemplo, entran 400 ppm y se desea una concentración de 100 ppm a la salida, entonces el amoníaco requerido de manera estequiometría es aproximadamente proporcional a 300 ppm. [15]

El proceso que seguirá el sistema a instalar en la caldera utilizada como objeto de estudio comienza con el acondicionamiento del reactivo, adaptando, además, sus condiciones a las necesidades de la instalación mediante un sistema de válvulas a instalar en los equipos, el cual se describe en el apartado 4.3.

Este acondicionamiento consta de una canalización que conduce el amoníaco al sistema de vaporización, donde cambia de estado para una mejor mezcla con los gases de combustión. Asimismo, para que dicha mezcla sea lo mejor posible, el reactivo se inyecta mezclado con aire de dilución, previamente calentado para que la mezcla sea homogénea. Esta dilución en aire se realiza también por motivos de seguridad, ya que el amoníaco en las condiciones de presión y temperaturas de trabajo del SCR (2 bar y 135°C) puede ser explosivo. Por ello su concentración se reduce al 3% en volumen.

Un mezclador estático se encarga de homogeneizar la mezcla. La localización de estos equipos en las instalaciones debe ser cercana al sistema de inyección, para evitar la instalación de un trazado eléctrico de las canalizaciones para mantener la temperatura del reactivo y/o evitar la condensación de este, la cual puede producir corrosiones y el deterioro de los equipos.

Una vez acondicionado, el reactivo se inyecta en los gases de combustión a través de la rejilla de inyección de amoníaco (*Ammonia Injection Grid* AIG), la cual está compuesta por lanzas, unidas a un colector, a diferentes distancia de penetración para que la composición sea lo más homogénea posible. La localización de este elemento es vital, dado que el grado de mezclado afecta a la eficiencia de la reacción y al *slip* de amoníaco.

Cuando la dilución de amoníaco se encuentra en el conducto de gases, la mezcla de gases y reactivo debe ser homogénea, logrando un buen contacto entre los óxidos de nitrógeno y el

amoníaco. Para ello debe haber una longitud de conducto entre el AIG y el reactor suficiente o elementos de homogenización del flujo, es decir, un mezclador que consiga la homogeneidad.

A continuación, el flujo entra en el reactor, lugar donde se produce la principal actividad del sistema SCR. En este elemento se encuentran las capas de catalizador, cuya función es la de reducir la energía de activación necesaria para la reducción de los radicales libres del amoníaco, acelerando la cinética de reacción, para lo cual se emplea los mecanismos descritos en el apartado 4.1.2. El trabajo de este elemento se ve influenciado fundamentalmente por dos factores, la actividad del catalizador y el slip de amoníaco.

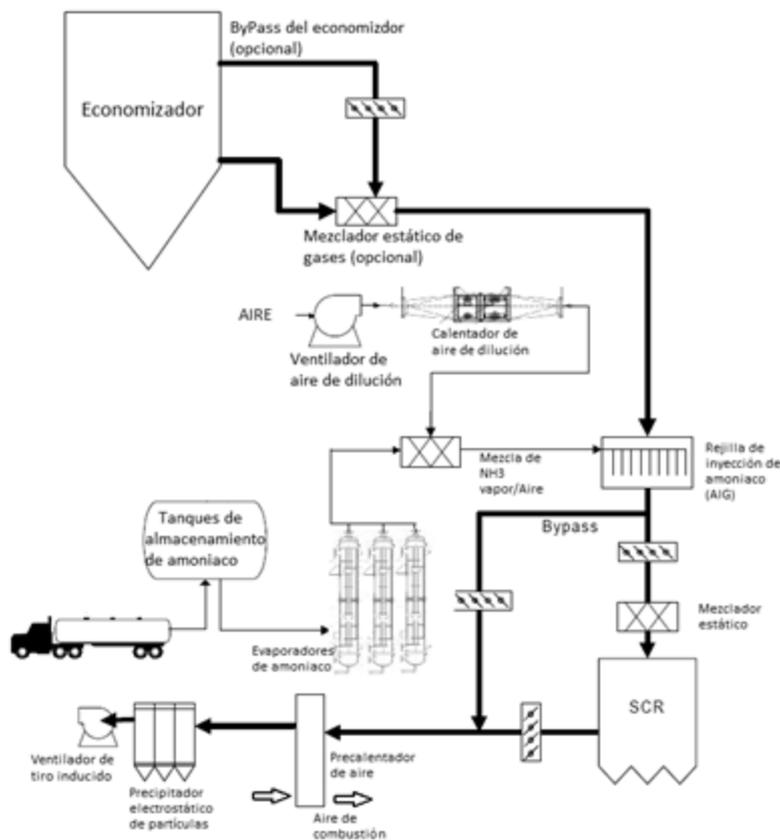


Figura 3.6 Esquema básico del proceso de SCR [15]

3.7.2 Química de la reducción

El reactivo que se emplea habitualmente en los reactores SCR es el amoníaco (NH₃) en estado gaseoso cuya penetración en los poros del catalizador es más rápida que con urea.

Este reactivo en forma anhidra es casi un 100% amoníaco puro, por lo que su estado en el ambiente es gaseoso y debe ser almacenado y transportado a una presión determinada, lo cual lo adhiere a una normativa especial.

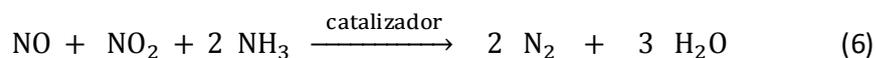
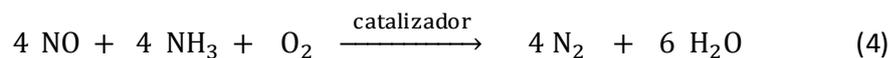
El reactivo elegido en este caso de estudio, así como en la mayoría de equipos SCR de gran tamaño, es amoníaco en disolución del 24%. Este estado facilita su transporte y

almacenamiento sin peligro de corrosión, pero aumenta el espacio de almacenaje necesario. Debido a estas ventajas, y a las referentes a seguridad y requerimientos impuestos por la administración relacionados con este aspecto, son las razones por las que este reactivo es el elegido por la mayoría de compañías/tecnólogos para el diseño. Además no necesita conversión química para la reducción ni emite óxido nitroso o CO, como en el caso de la urea.

El uso de urea al 40% tiene alguna ventaja frente al NH₃ al 24% en lo que afecta a la consideración de seguridad de manejo y almacenamiento, pero al considerar la corrosión a altas temperaturas, la necesidad de descomposición, la posibilidad de dañar el catalizador por impurezas de los subproductos incluidos, precio y escaso mercado de suministradores, son más los inconvenientes que las ventajas. Además hay que considerar que la urea líquida tiene un punto de congelación alto (10°C) que obliga a calefactar tanques y tuberías, y trazado eléctrico, que para este caso presenta inconvenientes por las bajas temperaturas invernales que se alcanzan en la ubicación de la central.

Por todas estas razones el reactivo elegido para la solución propuesta en este proyecto es el amoníaco diluido.

El amoníaco, anhidro o acuoso, se vaporiza en un proceso previo a la inyección. La descomposición del amoníaco en radicales NH₃ y NH₂ se acelera si la temperatura es la apropiada (300-400°C). Cuando las moléculas de amoníaco se encuentran con las de NO_x en los centros activos del catalizador, tras la concatenación de una serie de reacciones menores, llega a la reducción expresada en la ecuación (4). Esta reacción requiere de un exceso de oxígeno, que habitualmente está entre el 2 y el 4%, para mantener el grado de oxidación correcto del catalizador. Este exceso de oxígeno proveniente de los gases de combustión. [15]



La proporción de NO frente a NO₂ es del 95%, siendo un 5% el valor que representa el NO₂, por lo tanto la reacción que se debe considerar principalmente es la primera, la cual tiene como características principales la reacción equimolar de NH₃ y NO, la demanda de O₂ y el rango de temperaturas típicas de trabajo en el catalizador es de 250 a 400°C.

Además de lo mencionado sobre estas líneas, existen otras reacciones indeseables como las siguientes:



Un mecanismo de reacción adoptado es el de carácter de ácido sólido de Brønsted (con tendencia a ceder protones) como el adoptado por las fuentes de este proyecto, pero también es posible asumir un mecanismo basado en los centros de Lewis (metales de transición, con tendencia a captar electrones). En éste último, el amoniaco es adsorbido en la zona activa y reacciona con NO entrante desde la fase gaseosa. La regeneración de esta zona se efectúa por interacción con oxígeno.

La reacción requiere un cambio en el estado de oxidación de la parte activa de los cationes metálicos y, por tanto, los elementos con estados de oxidación variables como vanadio molibdeno y tungsteno se usa en una forma oxidada para la reacción de catálisis, como se describe en el apartado 4.1.2.1. [15]

En las últimas décadas se han desarrollado diversas teorías sobre el mecanismo de reacción que explican de forma muy realista el proceso que se lleva a cabo a nivel molecular.

A finales de los 90, varios autores desarrollaron y revisaron el mecanismo de reacción que tienden a la teoría supuesta para el modelo utilizado en este proyecto. Dicho mecanismo es conocido como mecanismo *Eley-Rideal*. Investigaciones llevadas a cabo por *Busca et al.* o *Inomata et al* proponen que el amoniaco se adsorbe como NH⁴⁺, en primer lugar y de forma rápida, en los centros *Brønsted* V – OH adyacentes a los lugares V(5+) = O, y una vez en esta situación, reaccionan con el NO en fase gas, de acuerdo al mecanismo *Eley-Rideal*. De este modo se forman N₂; H₂O; y especies V(IV) – OH, las cuales se re-oxidan a V(5+) = O por el oxígeno, tal y como muestra la figura 3.7. [17]

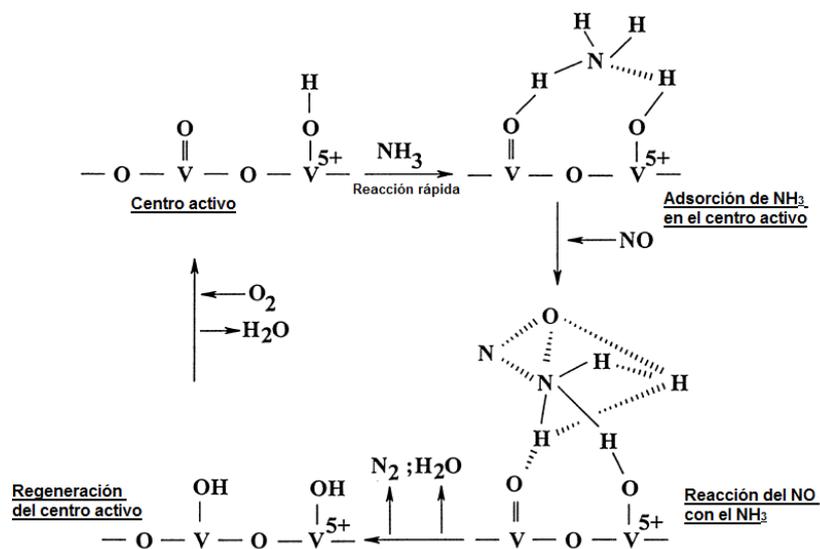


Figura 3.7 Mecanismo Eley-Rideal para reducción de NO_x con NH₃ [18]

Los valores numéricos de las diferentes constantes son fruto de resultados experimentales obtenidos por cada fabricante según sus propios ensayos, por lo que su uso es confidencial y su divulgación está prohibida. Ha de saber el lector que otros modelos cinéticos son válidos como explicación a este fenómeno y al método utilizado para el dimensionamiento del reactor, como el mecanismo *Langmuir-Himshelwood*. [18]

Como se indicó anteriormente, la función del catalizador es la de reducir la energía de activación necesaria para la reducción de los radicales libres del amoníaco, acelerando la cinética de reacción. La zona de reacción se oxida de forma rápida, consiguiendo la reactivación de dicha zona.

Debido a la composición de catalizador elegida para este proyecto, éste tendrá un comportamiento selectivo, siendo la reducción de NO_x la reacción predominante, como se justifica en el apartado 4.1.2.1.

El rango de temperatura para una reacción con rendimiento adecuado con tecnologías SCR se encuentra entre 300°C y 400-450°C, lo cual cumple a la perfección la caldera en estudio (su temperatura a plena carga es de 384°C y 320°C mínimo técnico). A mayores temperaturas, la capa de catalizador tiende a deteriorarse por sinterización y/o cristalización. A temperaturas bajas la actividad del catalizador puede verse afectada por la obstrucción en los micro poros debido al bisulfato amónico, como se explica en el Anexo.9.

3.7.3 Equipos utilizados en la tecnología SCR

El sistema SCR consta de cinco partes básicas para su funcionamiento. Aunque no todas se incluyen en el alcance de cálculo de este proyecto, se ha considerado importante realizar una descripción de ellas, ya que son fundamentales para la operación del sistema:

- Recepción y almacenamiento de amoníaco-
- Evaporación de amoníaco y mezclado con el aire.
- Inyección del reactivo en los gases de combustión.
- Mezcla del reactivo con los gases.
- Distribución de reactivo en el catalizador y reducción de NO_x.

3.7.3.1 Almacenamiento y vaporización de amoníaco

Dada la necesidad continua de reactivo, la central estudiada debe contar con un sistema de almacenamiento de amoníaco diluido con unas características determinadas, como son; capacidad para 7 días de operación a plena carga, presión atmosférica y una distancia mínima a los sistemas de vaporización que minimice el bombeo necesario.

Respecto a la vaporización necesaria de reactivo, es el sistema que acondiciona el reactivo, tanto en presión como en temperatura para entrar en contacto con los gases de combustión. Este debe estar preparado para la demanda a plena carga, pudiendo abastecer tanto el caudal de reactivo necesario como de fluidos de intercambio de calor necesarios.

Estos equipos serán analizados en profundidad en el apartado 4.2.

3.7.3.2 Inyección y mezcla del amoniaco

El sistema de inyección y mezcla de reactivo son fundamentales en el sistema, aunque estos elementos no se han considerado en el alcance de cálculo de equipos de este proyecto. Por ello se realiza un breve análisis de ellos.

La mezcla aire-amoniaco, una vez acondicionada, se dirige a través de unos colectores, cuyos caudalímetros y válvulas ajustan el flujo, para acondicionar la mezcla antes del sistema de inyección, denominado *Amonnia Injection Grid (AIG)* o *Rejilla de inyección de amoniaco*.

El AIG presenta un conjunto de lanzas situadas en paralelo, con orificios para las boquillas de inyección. Este sistema se posiciona formando una rejilla perpendicular a la pared del conducto de gases, después de la zona de recuperación de calor. Las lanzas se dimensionan para una distribución uniforme en todo el espacio del conducto de gases, por ello se instalan con diferentes longitudes para que abarque toda la dimensión del conducto y la mezcla con los gases de combustión sea homogénea.

La trayectoria del reactivo se controla con el ángulo de atomización y la velocidad de inyección. Debido a las condiciones extremas de temperatura, erosión, corrosión y desgaste a las que se ve sometido este sistema, su fabricación se realiza en aceros inoxidable y se instalan en una localización accesible para su reemplazamiento.

Para el caso que aplica, la inyección de amoniaco puede llevarse a cabo en el tramo horizontal del conducto de entrada. De forma que tiene una longitud suficiente de conducto para homogeneizar el flujo y que la mezcla sea lo mejor posible, sin necesidad de elementos mezcladores que produzcan pérdidas de carga.

La inyección del amoniaco puede realizarse con sistemas de baja o alta energía. Los primeros emplean pequeñas cantidades de aire a presión, mientras que los sistemas de alta energía emplean gran cantidad de aire a presión o vapor para una inyección y mezcla enérgicas del reactivo. Su uso está generalizado en instalaciones de vapor grandes, dados los grandes costes de construcción y operación que conlleva (mayor compresor y consumo de energía). [15]

Tanto el AIG como el mezclador estático de dilución son críticos para el control del slip de amoniaco. Para su predicción y diseño se utilizan modelos CFD (Computer Fluid Dynamics), los cuales ayudan a evaluar si el sistema se ajusta a las necesidades del reactor SCR. [16]

Después de estos procesos, el NO_x es reducido en el reactor por medio de las capas de catalizador allí localizadas; siguiendo los mecanismos de reducción descritos anteriormente en el apartado de química de la reducción (3.7.2).

3.7.3.3 Conductos de entrada y salida del SCR

La instalación de nuevos conductos que comuniquen el sistema SCR con los equipos existentes es un aspecto fundamental en el diseño de este proyecto, al tratarse de una central en la que se implementa el SCR como mejora posterior a su construcción.

El diseño de estos conductos es fundamental para la buena circulación de los gases por el conjunto de equipos y minimizar las consecuencias del redireccionamiento de los gases; ya sea pérdidas de calor o pérdidas de carga, las cuales tienen que recuperarse después por medio del ventilador de tiro inducido. Este aspecto se cuantificará en el apartado 5.3.2. [15]

La posible adaptación de los grupos de generación de vapor para una modificación de la magnitud de un SCR no es tenida en cuenta en el diseño de la mayoría de centrales, como ocurre con el objeto de aplicación de este proyecto. De modo que no es posible siempre la optimización del flujo de gases para una pérdida de carga mínima. En este caso, el espacio disponible es mínimo. Por ello, la única solución viable, sin una alta complejidad estructural y sin ser necesarias elevaciones exageradas, es colocar los conductos perpendiculares al avance normal de los gases. Este cambio brusco de dirección produce unas pérdidas de carga grandes, sin embargo la longitud hasta la que se extiende el reactor permite una inyección sin mezcladores, como se ha indicado anteriormente, lo cual evita pérdida de carga.

En el apartado concerniente al *Lay-Out* de los equipos (4.3) puede observarse de forma más visual lo expuesto sobre estas líneas.

3.7.3.4 Equipos auxiliares

Detrás de los principales equipos del sistema SCR, se encuentran multitud de sistemas auxiliares que ayudan a la correcta operación en el proceso, sin los cuales sería muy difícil el proceso de reducción de NO_x. Los sistemas auxiliares más importantes son:

- **Sopladores de cenizas.** Los sopladores son el método utilizado para la limpieza tanto del catalizador como del hogar de la caldera. Elimina las cenizas y otros residuos del catalizador, así como de la pared de agua de la caldera donde la deposición de cenizas puede perjudicar la transferencia de calor al vapor. De esta forma se evita que la acumulación de estos elementos tenga efectos perjudiciales en la operación de los equipos a dimensionar en este proyecto, evitan obstrucciones, y con ellas la inhabilitación de superficies activas y la pérdida de carga consecuencia del menor espacio para la circulación de los gases.

Existen sopladores fijos que inyectan aire a alta presión (*Sonic Horns*) y retráctiles que inyectan vapor a presión (*Steam Sootblowers*), siendo los primeros los que menos problemas de instalación y operación dan, debido a la inocuidad del fluido de limpieza y a la sencillez de los equipos, ya que no requieren una gran infraestructura.

Por tanto los sopladores de aire serán la opción elegida para instalar en este proyecto.

- **Bypass del Economizador.** Los reactores SCR tienen un rango de temperaturas de operación típico de entre 320°C y 400°C. A bajas cargas las temperaturas a la salida del economizador bajan, repercutiendo en la operación del sistema SCR. Aunque la instalación trabaje a este nivel de carga, la temperatura del gas no puede ser inferior del mínimo de operación del SCR. De lo contrario se producirá deposición de sales y envenenamiento del catalizador. Por ello, se realiza un bypass ajustable de los gases antes del economizador, que recaliente los gases a la entrada del reactor SCR.

Para el control de dicho bypass se emplea una compuerta ajustable, mediante la cual se regula la cantidad de gas caliente, previo al economizador, que se mezcla con los gases de combustión que llegan de la salida del economizador. El ajuste se realiza de forma que a menor carga, más abierto se encuentra el deflector. Para que los gases fluyan correctamente por ambos caminos, se coloca también una compuerta a la salida del economizador. De esta forma se cumplen las dos misiones del bypass, la llegada al SCR de los gases a una temperatura adecuada y una mezcla homogénea de estos a su llegada al reactor. [15]

Debido a que la temperatura a la salida de caldera (salida del economizador) en cualquiera de los casos de operación del caso de estudio es superior al mínimo impuesto por el SCR de 320°C, no es necesario la construcción de un bypass del economizador para el caso que aplica en este proyecto.

- **Ventilador de Tiro Inducido (VTI).** La instalación de un SCR implica un efecto de pérdida de presión que provocado por los diferentes conductos y equipos instalados en el sistema (y de la caldera en general), además de por la obstrucción producida por las partículas depositadas en el catalizador, lo cual requiere una mejora en el tiro que produce el ventilador de tiro inducido (VTI) para que el flujo sea adecuado, esta operación necesita una potencia adicional. En el caso del objeto de estudio en este proyecto, el VTI existente no es capaz de proporcionar la presión necesaria a tal efecto, como puede observarse en el apartado 5.3.2; por ello se sustituye o se realizan mejoras sobre él. Estas modificaciones pueden implicar también trabajos en las cimentaciones del motor y del ventilador. La energía extra que se consume tras estos cambios puede ser un 0.3 % de la generación de la central. [15]

3.7.4 Parámetros de rendimiento del SCR

El rendimiento de un proceso de desnitrificación de gases como el que se produce en el SCR a dimensionar en este proyecto viene determinado por la cantidad de NO_x reducido, cuya relación es directa con la velocidad de reacción que se consiga. Los factores de operación que hay que considerar para determinar la eficiencia del SCR son:

- Intervalo de temperaturas de trabajo
- Tiempo de residencia de los gases en la cámara del reactor
- Homogeneidad y calidad de la mezcla de reactivo y gases de combustión
- Proporción (molar) de reactivo inyectado en relación al NO_x no controlado
- Nivel de concentración no controlado de NO_x
- Slip de amoníaco

Además de estos factores, ha de incluirse otros relacionados a la naturaleza y propiedades del catalizador, entre las que se incluyen:

- La selectividad del catalizador
- La actividad del catalizador
- La pérdida de carga a través del empaquetamiento
- La desactivación del catalizador

- Temperatura

La temperatura de operación es uno de los parámetros determinantes en el rendimiento. Afortunadamente, para el objeto de estudio este parámetro no es el más comprometido, ya que las temperaturas de salida de caldera se ajustan al rango óptimo. A temperaturas inferiores a las del rango específico de trabajo, cambia la velocidad de reacción, siendo inferior la cantidad de reactivo que reacciona y pasando a través del reactor, es decir, produciéndose el slip de amoníaco antes mencionado. A temperaturas superiores a las de trabajo se produce la formación de óxido nitroso (N₂O) y la desactivación del catalizador por mecanismos que se explican en el Anexo 9.

Habitualmente, las temperaturas óptimas de trabajo del SCR están entre los 320°C y 427°C. En el caso del V₂O₅, elegido en este proyecto, a las temperaturas de salida de caldera del objeto de estudio, se produce una combinación de reacciones adecuada, con una alta conversión de NO_x y una oxidación de SO₂ aceptable.

A mayor temperatura, más acelerada está la cinética de reacción y más eficiencia de reducción tendrá el mismo volumen de catalizador. Esto es función de las propiedades físicas y químicas del catalizador, por ello, tanto éstas como las temperaturas deben compenetrarse, por lo que la temperatura será uno de los principales parámetros para la elección y dimensionamiento del catalizador como se mostrará en el apartado 4.1.2.

- Tiempo de residencia y velocidad de espacio

Las altas velocidades de reacción de NO_x suelen ser consecuencia de tiempos de residencia largos. Sin embargo, este parámetro es dependiente de la temperatura, reduciéndose los requerimientos sobre éste según se alcanzan las temperaturas óptimas. Habitualmente la forma de expresar el tiempo de residencia es una velocidad de espacio, es decir, el inverso del tiempo de residencia. Ésta se determina de forma experimental con el cociente entre la velocidad de los gases de combustión y el volumen superficial del reactor SCR. Con estos parámetros se determina la constante de actividad del catalizador (K) necesaria que se

describe en el Anexo 9, la cual se emplea para la elección de composición del catalizador para esta aplicación concreta. [15]

Estos dos parámetros se optimizan según el total de centros activos del catalizador y la velocidad del flujo de gases dentro de ellas. La cantidad de centros activos disminuye a medida que se utiliza el catalizador, siendo necesaria una mayor cantidad de amoníaco para mantener la reducción de NO_x.

- Grado de mezclado

El mezclado del amoníaco con los gases de escape se produce antes de introducirse en el reactor SCR. Por ello, la distancia entre el sistema de inyección y el reactor es un parámetro de diseño importante, dada la necesidad de una mezcla homogénea de gases y reactivo. Esta característica es determinante para la elección del diseño de reactor elegido como se analiza en el apartado 4.1.3.2. Otros métodos para optimizar la mezcla son: dimensionamiento de mezcladores estáticos (conlleva pérdida de carga); número de inyectores y su localización (suelen colocarse a distinta profundidad en el conducto de gases para abarcar todo él); y diseño de boquillas de atomización (ángulo y dirección). [15]

- Relación estequiométrica real

La relación estequiométrica real especifica la cantidad de amoníaco a introducir en el reactor para conseguir la reducción de NO_x deseada.

Según la formulación química de la reacción, la relación estequiométrica es igual a 1. Esta supuesta relación lineal es válida hasta una reducción del 85% del NO_x. De ahí en adelante la cantidad de NH₃ necesaria para la reducción es mayor, debido a la nivelación de la eficiencia de reacción y al aumento de la proporción de NO_x en forma de NO₂. Por normal general se utiliza una relación 1.05 de amoníaco por mol de NO_x, ya que ni la reacción ni la transferencia de masa en el catalizador son perfectas. Este parámetro es un factor para el dimensionamiento del catalizador, debido a que debe retener una cantidad de amoníaco suficiente para no exceder el *slip*, por ello es uno de los parámetros de los que depende la ecuación (11) de cálculo de catalizador del apartado 4.1.2.2.

- Slip de amoníaco

El slip de amoníaco se deriva del exceso de reactivo que atraviesa el reactor. Este fenómeno no es estacionario a lo largo del proceso de reducción; aumenta de manera exponencial a medida que el catalizador se va desactivando, como lo hace la propia actividad según la ecuación de actividad. Los requerimientos impuestos para el sistema de desnitrificación a dimensionar son muy exigentes, manteniéndose en 2 ppm para que no se dispare la concentración de este, ni la generación de bisulfato amónico como se describe en el Anexo 9. En este caso un buen diseño incluye una operación cerca de la relación estequiométrica teórica y con un volumen de catalizador ajustado a las necesidades de reducción, como se ha explicado anteriormente.

Este es otro parámetro incluido en la ecuación empírica (11) empleada para el cálculo del volumen de catalizador, debido a que el amoníaco introducido en el reactor aumenta con la

caída de la actividad del catalizador, teniendo que ser admitido por éste para que el slip no se dispare.

- Pérdidas de carga

La presión de los gases disminuye según se va topando con los diferentes obstáculos que se encuentra a través del reactor, además de ser provocada por el rozamiento con los conductos a lo largo de todas las conducciones. La obstrucción de los canales del catalizador para el paso de los gases debido a la deposición de cenizas volantes y otras partículas también aumenta la pérdida de carga. Este fenómeno se solventará con la modificación del ventilador de tiro inducido, aunque esta medida debe ser bien estudiada, dado el consumo de energía que suponen los ventiladores. Este parámetro también influirá en la elección de la configuración del reactor descrita en el apartado 4.1.3.2.

Uno de los parámetros de rendimiento que más afecta a la efectividad de un sistema SCR es la desactivación del catalizador, lo cual lleva a que la sustitución de dicho elemento sea necesaria, y ello supone un alto coste. La desactivación puede ser transitoria, siendo los propios productos liberados por las reacciones y los gases los que pueden regenerar la superficie, aun así la desactivación, aun siendo transitoria, conlleva consecuencias negativas a la hora de un trabajo eficiente del equipo, como se desarrollará en el Anexo 9.

Por último, la selectividad del catalizador es otra característica que marca la efectividad del sistema SCR, la cual se deriva de la composición del catalizador, y por tanto, será un parámetro a tener en cuenta para la selección de ésta, como se muestra en el apartado 4.1.2.1.

3.7.5 Justificación de la elección

La elección del sistema SCR como medida de reducción de los óxidos de nitrógeno se basa en el gran avance que la comunidad científica ha conseguido en este tipo de equipos. Este avance tiene como consecuencia que el SCR sea la única tecnología capaz de conseguir la reducción necesaria del contaminante, por sí solo, para el cumplimiento de la nueva Directiva de Emisiones Industriales con el menor presupuesto.

En ese presupuesto se incluye también los gastos de operación y mantenimiento. Medidas como el SNCR necesitan un control de parámetros y mantenimiento más exhaustivos, dado que la ausencia de un catalizador incrementa el *slip* de amoníaco y dificulta el control de la composición dentro de los conductos de gases y de la uniformidad del flujo, con ello aumentan las posibilidades de formación de bisulfato amónico que puede corroer los equipos. Además, la eficiencia de reducción de NO_x de este tipo de equipos es muy inferior a la obtenida con un SCR.

Teniendo en cuenta que las medidas primarias de reducción de óxidos de nitrógeno ya están implementadas en el grupo; el único sistema que puede alcanzar las cifras propuestas y requeridas de todos los parámetros de estudio es el sistema SCR.

4. Desarrollo del proyecto

En el siguiente apartado se describirán los estudios realizados sobre el dimensionamiento del sistema SCR, en el grupo elegido como objeto de estudio. Este estudio es análogo al necesario en todos los grupos de la central dado que los grupos son similares.

Se realiza un análisis de las posibilidades para los equipos incluidos en el alcance de cálculo formado por el reactor, los evaporadores de amoníaco diluido y los calentadores de aire de dilución; y en función de éste, se realiza el dimensionamiento de todos ellos para la correcta operación del sistema SCR.

4.1 Cálculo del reactor

4.1.1 Objetivos y alcance

El cálculo del reactor tiene dos elementos de alcance principales. El primero es el dimensionamiento del catalizador para una correcta operación del equipo, incluyendo la elección de características del catalizador, el volumen necesario del mismo y su división en capas para optimizar la operación. Esto vendrá determinado por la cantidad de NO_x a reducir y las especificaciones para los valores de concentración de ciertas sustancias a la entrada y a la salida del reactor. El cálculo servirá como base para saber el comportamiento en operación del equipo y para hacer un cálculo aproximado del coste de instalación y operación.

El segundo es el dimensionamiento geométrico del reactor que acogerá al catalizador en su interior. Las dimensiones del reactor deben adaptarse a la distribución actual de la planta y a la distribución que más favorezca la operación de la caldera en su conjunto, incluyendo los nuevos equipos. Por ello, este cálculo servirá como aproximación para poder proponer un *Lay-Out* que se ajuste a las necesidades y restricciones del grupo, y por otro lado, para estimar los costes de construcción de dicho reactor y de los conductos de gases para su conexión.

4.1.2 Catalizador

La elección del catalizador está acotada principalmente por los siguientes factores:

- Durabilidad frente a erosión de las cenizas.
- Resistencia a las temperaturas de gases.
- Paso (“pitch”) suficiente para evitar atascos de cenizas.
- Baja conversión de SO₂ a SO₃.

La validez del catalizador se obtiene mediante ensayos con modelos físicos a escala, con los que se determina si se cumple el conjunto de requerimientos sobre estos factores.

El diseño óptimo del catalizador se realiza en base a la experiencia, mediante ensayos con probetas de tamaño manejable del catalizador y mediante la realización del modelo físico a

escala de la instalación, antes mencionado, a realizar en la localización elegida, de forma que se puedan reproducir las condiciones de operación del catalizador de una manera escalada y con la mayor fidelidad posible a la realidad.

Estas prácticas no son posibles de realizar sin los medios y recursos adecuados; por ello el cálculo realizado no sería posible sin el conocimiento previo de las características de actividad del catalizador, propiedad de cada uno de los fabricantes.

Los módulos de los reactores SCR se forman a partir de metales activos o cerámicas cuya porosidad estructural es muy elevada. Esta porosidad proporciona centros activos, con grupos ácidos que son precursores de la reacción, ya que aceleran la reacción química y permite la reacción a unas temperaturas inferiores a las que se desencadenaría sin este elemento.

4.1.2.1 Tipo de catalizador

- Catalizadores de metales ordinarios y aleaciones. Los catalizadores metálicos son selectivos sobre los reactantes a reaccionar y trabajan a unas temperaturas determinadas. El principal inconveniente se encuentra en su capacidad para la oxidación de SO₂ en SO₃, pudiendo reaccionar con el amoníaco y formando sales de (NH₄)₂SO₄. Esta reacción es dependiente de la fórmula del catalizador. Su formulación está compuesta por combinaciones de vanadio, molibdeno, wolframio o tungsteno, sobre un soporte de óxidos de titanio en anatasa. La elección del TiO₂ se basa en el hecho de que TiO₂ se combina de forma débil y reversible con óxidos de azufre, resistiendo muy bien la corrosión de SO₃; además aumenta la actividad del catalizador respecto a otros metales de soporte, con la necesidad del TiO₂ de estar en un estado de anatasa pura con el fin de mejorar la actividad catalítica ya que la forma de rutilo está inactiva. Los elementos con estado de oxidación variable se añaden para mejorar la actividad. El elemento principal empleado para esta misión es el pentóxido de vanadio (V₂O₅). El vanadio (V₂O₅) incrementa la acidez y por tanto la actividad, mientras que el molibdeno (MoO₃) previene la desactivación por venenos. Las composiciones más ajustadas disminuyen la formación de las sales de sulfato amónico e incrementan la resistencia al envenenamiento por los compuestos de los gases de combustión. [15] [17]
- Catalizadores de zeolita. Es un material a base de silicatos de aluminio, cuyo mecanismo es muy parecido al de los metales ordinarios, pero con una mayor capacidad de catálisis. Este material trabaja a temperaturas muy elevadas, unos 600°C. Con la zeolita se consigue una estabilidad térmica superior, y limita la sulfatación mediante el incremento del ratio Si/Al a través de la eliminación del óxido de aluminio de la matriz cristalina. [17]
- Catalizadores de metales preciosos. Se componen de platino y rodio. No solo reducen NO_x, también catalizan oxidando; completando, por ejemplo, la oxidación del CO en CO₂. Al igual sucede con el SO₂, cuya oxidación hace que este tipo de catalizadores

sean poco utilizados para la reducción de NO_x, además el alto coste de materiales hace que sea aún menos atractivo. Este tipo de catalizadores fue pronto sustituido por los de óxidos metálicos, más baratos y con propiedades similares. [17], [11]

Los avances tecnológicos en la fabricación de catalizadores ayudan a que las reacciones indeseables se debiliten, reducen la posibilidad de envenenamiento del catalizador por la composición de los gases. Las nuevas formulaciones y diseños incrementan la actividad de los catalizadores, la superficie activa y el intervalo de temperaturas de trabajo. Para centrales de carbón, los fabricantes garantizan entre 10.000 y 50.000 horas de vida para los catalizadores de SCR. [15]

La composición elegida para el catalizador en este proyecto es de óxidos metálicos, en concreto, de óxido de vanadio (V₂O₅), soportado sobre una base de titanio (TiO₂) y con una cierta composición de wolframio (WO₃). Esta composición se emplea para la reducción catalítica en procesos estacionarios, debido a que los óxidos de vanadio son los más selectivos y los de mayor actividad de los utilizados para esta aplicación. En la figura 4.1 se muestra cómo, a las temperaturas cercanas a las de trabajo del equipo del objeto de estudio (385°C), la composición de alrededor del 1% de vanadio es la que mayor reducción produce, sin una excesiva conversión de SO₂ en SO₃.

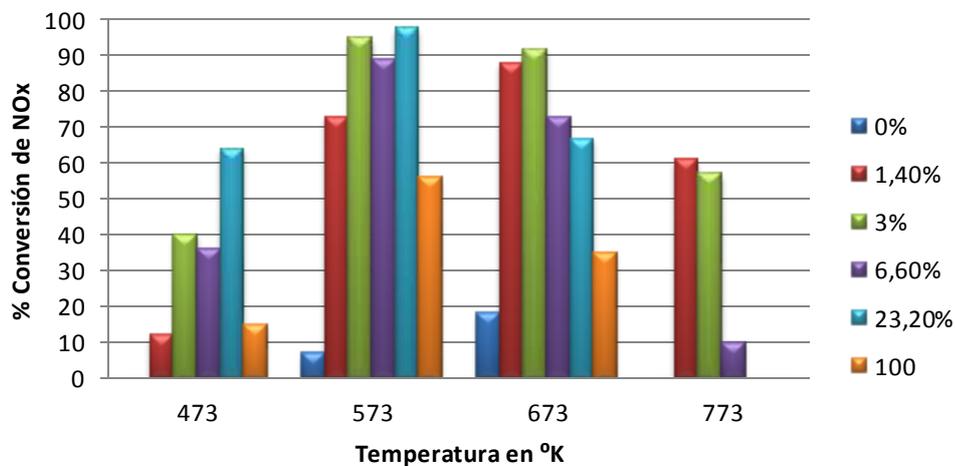


Figura 4.1 Variación de la eficiencia con el incremento de la temperatura y la concentración de vanadio [18]

La naturaleza del soporte también es muy importante en la actividad del catalizador, siendo demostrada por Bauerle et al., quien experimentó con la combinación de soporte llegando a la conclusión de que el TiO₂ es la más activa de los posibles metales utilizados de soporte. La explicación que dio Murakami fue que la concordancia cristalográfica de los dos componentes, soporte y superficie, era muy beneficiosa para la actividad del catalizador. [18]

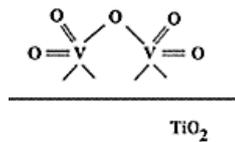


Figura 4.2 Distribución atómica de sustrato y moléculas de óxido de vanadio [18]

La otra forma utilizada para promover la actividad del catalizador vanadio-titanio es la adición de otras especies oxidadas como WO₃ o MoO₃, siendo la primera la empleada en este caso. Estas especies incrementan la superficie activa generando centros ácidos Brønsted y Lewis, además aumentan la resistencia a la reacción del SO₂ u otros venenos que desactivan el catalizador. Sin embargo, son sensibles a ciertos venenos de los cuales es importante un control exhaustivo. [18]

Las diferentes vertientes morfológicas para estos elementos suelen ser, la placa plisada metálica (monolitos) con un lecho fijo con grandes superficies activas por unidad de volumen. También hay la posibilidad de montar catalizadores en lecho fluido, que proporciona mayor superficie de reacción pero su obstrucción las hace más vulnerables y más costosas en cuanto a mantenimiento. Por ello, suele limitarse su actuación a la combustión de gas natural, considerado gas limpio.

Los catalizadores comerciales para SCR habitualmente se fabrican como monolitos de panel de abeja o placas con acanaladuras similares las mostradas en la figura 4.3. El motivo de esta elección se basa en las ventajas que presentan frente a los de lecho empaquetado, entre las que se cuentan, la menor pérdida de carga por su sección frontal; mayor resistencia al desgaste y menor tendencia a la obstrucción por cenizas volantes; o la mayor superficie activa por unidad de volumen.[17]

Como características principales de cada tipo de catalizador monolítico pueden citarse:

-Panal de abeja (*Honeycomb*): Los catalizadores de panal de abeja se fabrican por extrusión de un material cerámico con los componentes catalíticos [17]. Caracterizándose por:

- Alta superficie específica: reduce el volumen necesario de catalizador
- Mecánicamente fuerte: proporciona un mayor rango de temperaturas de operación.
- Mayor pérdida de carga, dependiendo del paso de celda.
- Sensible a muy altas cargas de cenizas.

-Placas plisadas: Los catalizadores de placas se obtienen por deposición de los componentes sobre una base de acero inoxidable, u otro metal resistente a las condiciones de los gases de combustión, en forma de red o placas perforadas [17]. Esta configuración supone:

- Operatividad con muy altos niveles de ceniza.
- Puede manejar mayor tamaño de partículas.
- Mayor riesgo de rotura
- Menor rango de temperatura
- Mayor espacio necesario para su instalación

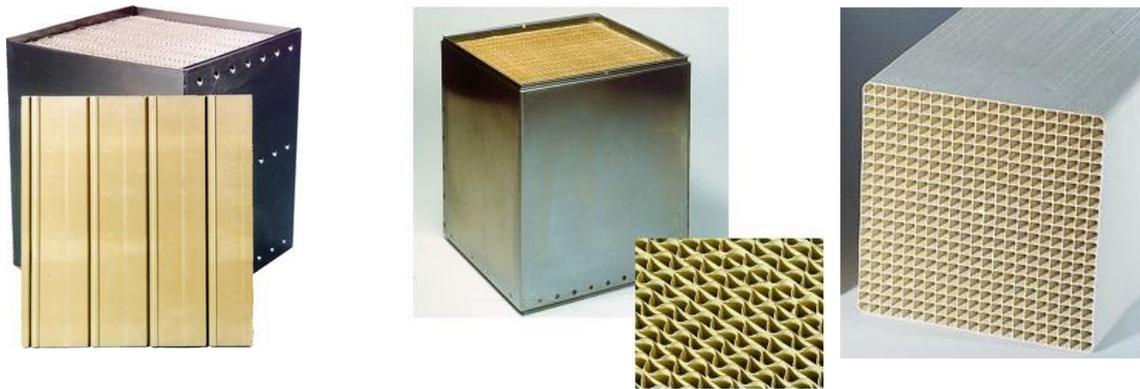


Figura 4.3 Tipos de catalizadores (de placas, corrugados y de panel de abeja respectivamente
[Fuentes:www.jmsec.com,www.coalogix.com,www.cormetech.com]

La estructura de los catalizadores SCR determina las pérdidas presiones diferenciales, así como la zona de superficie específica por volumen de catalizador y por tanto es una consideración importante de proceso. Por ello, teniendo en cuenta la fiabilidad en cuanto a resistencia mecánica y térmica, las ventajas de espacio que supone el hecho de una mayor superficie específica en este proyecto, en el que el espacio disponible es limitado y la posibilidad de adaptar el *pitch* (paso de celda) hacen que la opción elegida sea la capa de panel de abeja (*Honeycomb*).

Con la intención de minimizar las pérdidas de carga se elegirá el *pitch* más grande del que dispone el fabricante (9,2 mm). El alto contenido en cenizas del combustible de diseño hace que sea necesario, de tal forma que se mantenga la alta superficie específica característica del honeycomb, siendo esta más eficiente que la de placas y minimizando las pérdidas de carga y la obstrucción gracias a una mayor sección de paso para los gases.

4.1.2.2 Metodología de cálculo

Para el cálculo del catalizador se ha empleado las correlaciones propuestas por el informe de la EPA [16], en el cual se indican ciertas ecuaciones para el dimensionamiento del reactor y del catalizador. Para diseñar un reactor de DeNO_x SCR es necesario conocer la eficiencia de eliminación de NO_x, el máximo slip de amoníaco permitido, cantidad de gases de combustión y su análisis, temperatura del gas y vida del catalizador requeridas. [15]

La ecuación principal para el cálculo del catalizador es la que determina el volumen que debe tener el catalizador para conseguir en circunstancias ideales, es decir, sin la participación de ningún elemento que altere la actividad (ensuciamiento, envenenamiento, contaminantes, etc) más que los que aparecen exclusivamente en la formulación de reacción ideal para la reducción de NO_x. [16]

$$Vol_{catal_{teorico}} = \frac{-q_{gas} \cdot \ln\left(1 - \frac{\eta_{NO_x}}{RE}\right)}{K_{catal} A_{especif}} \quad (10)$$

Donde:

Vol_{catal teorico}: volumen de catalizador teórico
 q_{gas}: caudal de gases de combustión
 η_{NO_x}: eficiencia de reducción de NO_x
 K_{catal}: constante de actividad del catalizador
 A_{especific}: Superficie específica del catalizador

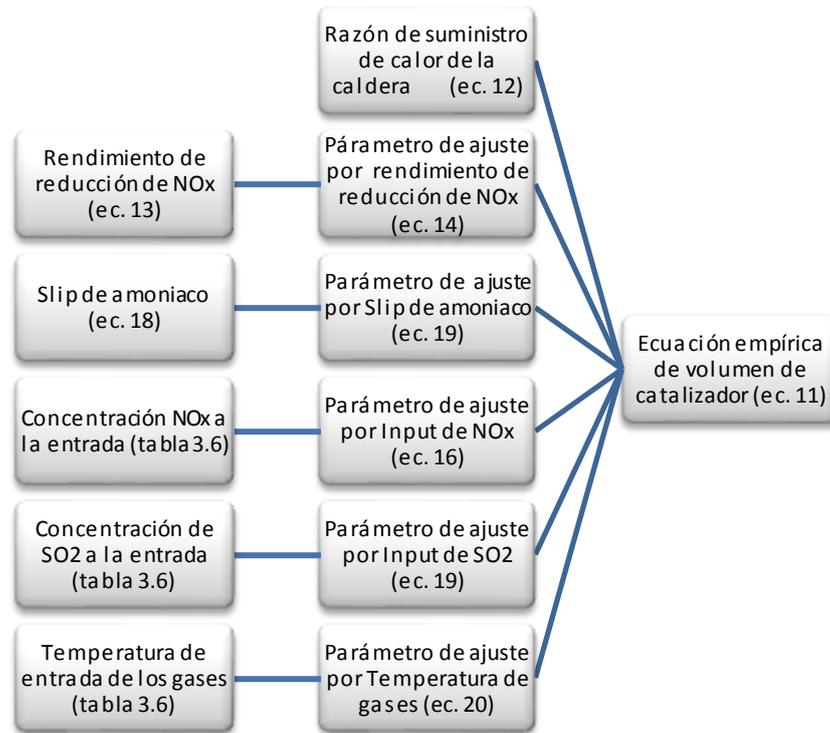


Figura 4.4 Diagrama de flujo del cálculo de catalizador

Esta ecuación se caracteriza por la relación de los parámetros de actividad del catalizador, los parámetros de operación de la caldera y las condiciones requeridas en el funcionamiento del reactor. Dicha ecuación debe ser corregida por los diferentes factores que afectan principalmente a la actividad y al dimensionamiento del catalizador, función que realiza la siguiente correlación, desarrollada de forma empírica. [16]

$$Vol_{catalizador} = 2.81 Q_B \eta_{aj} Slip_{aj} NO_{x\ aj} S_{aj} \frac{T_{aj}}{n_{SCR}} \quad (11)$$

Donde los distintos parámetros de diseño vienen definidos por las siguientes ecuaciones [16].

- Razón de suministro de calor, Q_B , expresada en MMBtu/hr:

$$Q_B = PCS \cdot \dot{m}_{comb} \quad (12)$$

Donde:

PCS: Poder calorífico superior del combustible
 \dot{m}_{comb} : flujo másico de combustible

- Eficiencia de reducción de NO_x:

$$\eta_{NO_x} = \frac{NO_{x\ in} - NO_{x\ out}}{NO_{x\ in}} \quad (13)$$

Donde:

NO_{x in}: concentración de NO_x a la entrada del catalizador

NO_{x out}: concentración de NO_x a la salida del catalizador

Los datos concernientes a la eficiencia de reducción de NO_x pueden ajustarse como a una recta con la siguiente expresión [16]:

$$\eta_{aj} = 1.058 \eta_{NO_x} + 0.2869 \quad (14)$$

- Relación estequiométrica entre reactivo y contaminante:

$$RE = \frac{\text{moles de NH}_3 \text{ equivalente inyectados}}{\text{moles de NO}_x \text{ no controlado}} \quad (15)$$

La cantidad NO_x a la entrada del sistema modifica el volumen según la siguiente expresión [16]:

$$NO_{x\ aj} = 0.3208 NO_{x\ in} + 0.8524 \quad (16)$$

- Escabullimiento de reactivo (*slip* de amoníaco):

$$Slip\ NH_3 = (RE - \eta_{NO_x}) \quad (17)$$

Uno de los factores más importantes para la actividad del catalizador, y la operación del sistema SCR en general, es el escabullimiento de amoníaco. Este parámetro varía de forma lineal con la actividad del catalizador; siguiendo, de forma experimental, la evolución definida por la ecuación 18 [16].

$$Slip_{aj} = -0.0567 Slip\ NH_3 + 1.2835 \quad (18)$$

Relacionado con el parámetro anterior, la cantidad de azufre afecta a la actividad. Ya que la combinación de éste con el amoníaco escabullido provoca el envenenamiento del catalizador. Este efecto conlleva la caída de la actividad y la posible corrosión de los diferentes equipos involucrados. La relación empírica de ajuste con el volumen del catalizador está especificada por la ecuación 19 [16]:

$$S_{aj} = 0.0455 S + 0.9636 \quad (19)$$

La temperatura tiene una influencia muy distinguida en la actividad del catalizador. En la figura 4.5 puede apreciarse dicha influencia, la cual es generalizable a la mayoría de catalizadores.

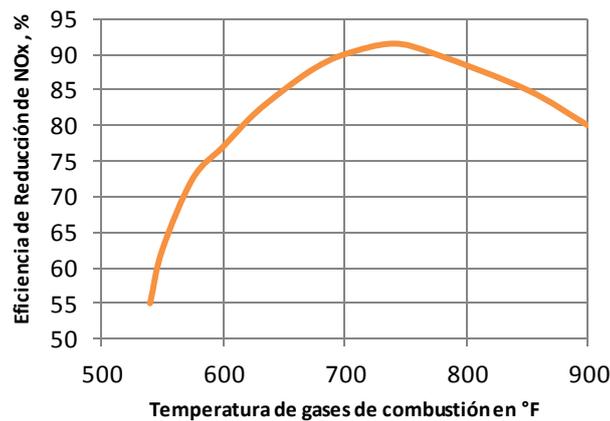


Figura 4.5 Influencia de la temperatura en la eficiencia del catalizador [15]

Esta parametrización de la actividad en función de la temperatura proporciona una base sobre la que desarrollar la relación con el volumen de catalizador. La ecuación (20) que, en este caso, define la relación entre estos parámetros es cuadrática, resultando de ella el porcentaje que ha de aumentar el volumen según la temperatura de operación [16].

$$T_{aj} = (2.74 \cdot 10^{-5} \cdot T^2) - (0.03937 \cdot T) + 15.16 \quad (20)$$

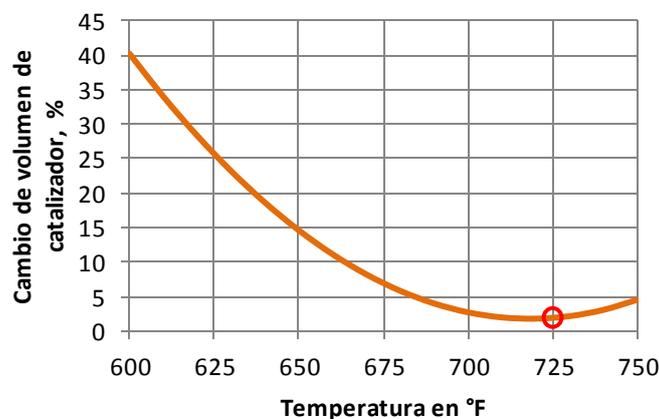


Figura 4.6 Relación entre el volumen de catalizador y la temperatura [15]

Todas las correlaciones son experimentales, por lo que son resultado de ensayos independientes. Cada una de ellas representa la proporción en la que debe variar el volumen del catalizador según la tendencia de los datos experimentales recogidos. Es decir, modifican el dimensionamiento teórico del catalizador.

La velocidad de entrada de los gases de combustión es un factor importante para el dimensionamiento, ya que según sea ésta, el mantenimiento y deterioro de los equipos es diferente. Se considera una velocidad conservadora de gases de entrada a SCR a plena carga de 4,5 m/s, ya que una velocidad mayor implicaría un desgaste muy elevado de las cestas, y una velocidad menor implicaría problemas de ensuciamiento. La principal razón para

considerar esta velocidad es la elevada concentración de partículas en gases. Esta consideración es la base para el cálculo de la superficie que ocupa el reactor:

$$A_{catalizador} = \frac{q_{gas\ comb}}{v_{sf}} \quad (21)$$

Ha de puntualizarse que la aplicación de estas ecuaciones debe ser realizada utilizando unidades del sistema británico/estadounidense.

4.1.3 Dimensionamiento del reactor

El diseño del reactor se completa con el cálculo de las dimensiones del mismo, incluyendo la configuración sobre el conjunto de la caldera que tendrá el reactor y los espacios necesarios para la operación y mantenimiento del catalizador y de los equipos auxiliares que actúan sobre él, tales como sistema de vaporización, sopladores y ceniceros.

4.1.3.1 Metodología de cálculo de la estructura y carcasa del reactor

Se considera que la parte estructural aporta una superficie añadida que se estima como el 15% del área de catalizador calculada. [15]

$$A_{SCR} = 1.15 \cdot A_{catalizador} \quad (22)$$

Considerando que la sección del reactor es cuadrada las dimensiones se definen como:

$$l = w = (A_{SCR})^{1/2} \quad (23)$$

La altura de cada capa es un factor importante del dimensionamiento. El catalizador se divide en diferentes capas para evitar problemas de ensuciamiento, y con ello, una indeseable pérdida de carga. Por ello, se considera un límite de 1.5 m en la altura de cada capa de catalizador, con la misión de que los sopladores que limpian el catalizador trabajen de manera adecuada. A esta altura hay que añadirle el espacio necesario para el acceso por parte de los operarios al interior del reactor para servicios de mantenimiento, la cual se considera de una altura equivalente a la estatura de un hombre adulto, es decir, 1.8 m.

$$h_{capa} = \left(\frac{Vol_{catalizador}}{n_{capa} A_{catalizador}} \right) + 1.8 \quad (24)$$

4.1.3.2 Elección de la configuración del reactor

Según como sea la instalación en la que se va a implementar el SCR se utiliza una configuración diferente de éste. Los reactores deben adaptarse a aplicaciones en calderas según sean alto en polvo, bajo en polvo o final de proceso.

➤ SCR alto en polvo

La configuración de alto polvo (*High Dust*) es la más extendida para las aplicaciones similares al caso de estudio, calderas de carbón pulverizado. El reactor SCR alto en polvo se aplica a calderas como la estudiada en este proyecto, con los precalentadores de aire de combustión aguas arriba de la línea de limpieza de gases, entre el economizador y el precipitador, como se muestra en la figura 4.7. De este modo las temperaturas de los gases son las idóneas para que el catalizador trabaje. Sin embargo, los gases contienen muchas partículas. Dichas partículas suelen depositarse en las capas de catalizador, lo que hace necesario el uso de sopladores de cenizas para eliminar la obstrucción. Este efecto se agudiza por el alto contenido en cenizas del combustible de diseño empleado en este caso.

Dadas las características del objeto de estudio, el reactor debe colocarse en posición vertical, de tal forma que se minimice la pérdida de carga y se facilite la deposición de las cenizas en la tolva colocada en la parte inferior del reactor. Ésta, al igual que el resto de tolvas de recogida de ceniza de la caldera, se conecta a un sistema de manipulación para su reutilización en la industria cementera.

Debido a los aspectos comentados respecto las cenizas, la posición previa al precipitador electrostático de partículas y el alto contenido en cenizas del combustible, el paso de las celdas debe ser el mayor posible, como se ha citado anteriormente. De ahí la elección de un *pitch* de 9,2 mm para las celdas del catalizador. Esta elección facilita la evacuación de las partículas sopladas, reduciendo la obstrucción y las pérdidas de carga en el reactor.

Para que el flujo de gases, mezclado con reactivo, sea uniforme en toda la superficie del reactor se colocan elementos de orientación del flujo, como alabes y rejillas, las cuales orientan los gases para que se repartan por todo el reactor y su composición sea lo más homogénea posible.

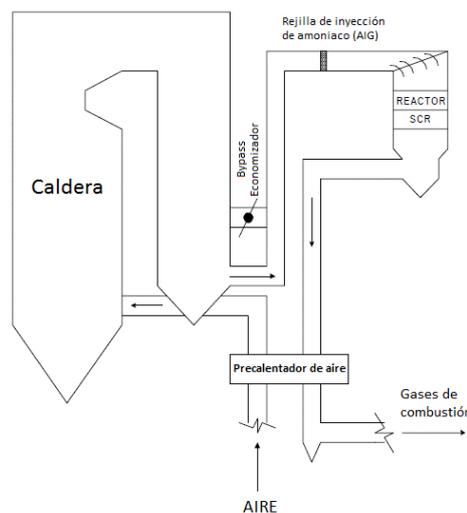


Figura 4.7 Configuración de reactor de alto en polvo [15]

➤ SCR Bajo en polvo

La configuración bajo en polvo es habitual en instalaciones que presentan el precipitador electrostático (ESP) aguas arriba del precalentador de aire, no aplicable, por tanto, al caso de estudio. En esta configuración el reactor SCR se encuentra entre el ESP y el precalentador. De este modo, el flujo de gases a la llegada del reactor se puede considerar prácticamente libre de polvo; lo cual evita que cenizas y otras partículas lleguen al catalizador y lo deterioren. Sin embargo, provoca un descenso de la temperatura de los gases de combustión a su llegada al reactor. Esta caída de temperatura supondría, en la caldera estudiada, la instalación de un calentador de los gases y/o la construcción de un bypass del economizador para que la mezcla de gases mantenga una temperatura adecuada para la reducción de NO_x, lo que aumentaría notablemente el coste constructivo y de ingeniería.

Para esta configuración, los paneles utilizados suelen ser de unas dimensiones entre 3 y 7 mm, reduciendo el volumen de estos, pero aumentando la pérdida de carga. Todas estas mejoras respecto a la configuración de alto polvo conllevan una reducción en los costes de operación. Sin embargo, para el caso estudiado no compensa los costes constructivo y de ingeniería que supone.

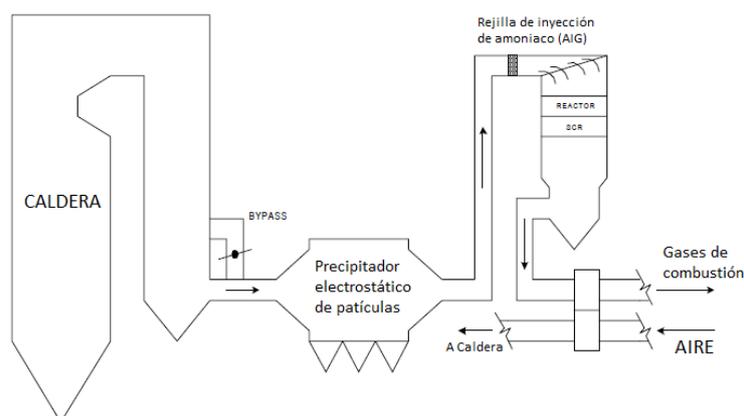


Figura 4.8 Configuración de reactor de bajo en polvo [15]

➤ SCR al final de proceso

Los primeros SCR instalados en Europa y Japón empleaban esta configuración. El reactor se sitúa después de todos los equipos de la caldera, incluyendo los de limpieza de gases. Al igual que en la configuración de bajo polvo, la mayoría de elementos y partículas que deterioran el catalizador son eliminados previamente, aumentando de manera significativa la vida de éste. Sin embargo, el paso por todos estos equipos conlleva unas pérdidas de carga y temperatura importantes, por lo que es necesario recalentar los gases de combustión, empleando para ello quemadores de gas o serpentines de vapor.

Generalmente, los SCR con esta configuración son más costosos, debido a las operaciones adicionales a realizar para la reducción de NO_x. El avance de las tecnologías hacia las otras configuraciones ha hecho que esta sea la menos atractiva. Sin embargo, se están

realizando investigaciones sobre catalizadores de baja temperatura, que pueden reanimar el interés por este tipo de soluciones en un futuro. [15]

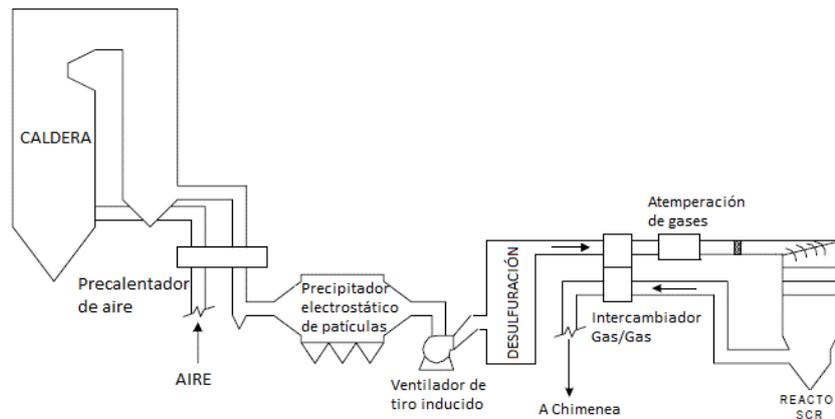


Figura 4.9 Configuración del reactor al final de proceso [15]

Otro aspecto de configuración influyente en los costes constructivos y de operación que se asumirían en este proyecto es el diseño de reactor elegido. Existen dos diseños de reactores diferentes: SCR con cámara de reactor y SCR en conductos.

Los primeros disponen el reactor en una cámara separada del resto de la caldera. Los gases se canalizan hasta el reactor y de ahí pasan al precalentador de aire. La ventaja que supone este diseño a la aplicación del proyecto es la mayor cantidad de catalizador instalada, aumentando la cantidad de NO_x reducida, imprescindible en el caso de estudio, y la vida del catalizador debido a la reducción de la velocidad del flujo. Se mejora el mezclado de los gases con el reactivo debido a la mayor longitud de la canalización. Por el contrario, la mayor cantidad de catalizador conlleva un mayor espacio reservado para el reactor. Además la canalización adicional hace necesaria la mejora del ventilador de tiro inducido.

El diseño en línea (en el conducto), dispone el reactor en el sistema de conducción de gases propio de la caldera, sin separarlo del flujo de gases saliente. Debido a las interferencias con los equipos ya instalados en el objeto de estudio, la longitud y la sección de los conductos deben agrandarse para albergar este sistema. Por ello, las ventajas de reducción de coste y espacio necesario que tiene este diseño se pierden, además reduce el volumen de catalizador y la longitud de mezclado, por tanto, su eficiencia de reducción de NO_x disminuye considerablemente y tienen que combinarse con otras medidas. Por otro lado, al localizarse en los mismos conductos las pérdidas de carga se minimizan y los costes de los ventiladores disminuyen. Asimismo, la erosión es mayor en los reactores en línea, debido a la mayor velocidad de flujo. El mantenimiento de este diseño requiere, paradas de caldera, al no disponer de alternativas de circulación de gases de combustión. [15]

Evaluadas todas las alternativas posibles para el objeto de estudio, la opción elegida para implementar es un reactor SCR de alto polvo con cámara de reactor separada. La elección del diseño es debido a la localización, el espacio disponible y la necesidad de reducir de manera

drástica las emisiones de NO_x a la atmosfera, cuyas necesidades requieren de un gran volumen de catalizador, además la mejora de la vida del catalizador por la menor erosión compensa los ahorros de la opción de reactor en conductos. La elección de un reactor de alto polvo se debe a la simplificación constructiva del equipo, a las menores pérdidas de cargas y a la distribución de espacio en las instalaciones, a esto se suma que con esta configuración se evita la instalación de elementos de transferencia de calor auxiliares para mantener los gases a las temperaturas de operación apropiadas para el catalizador.

4.2 Sistemas de almacenaje, acondicionamiento y transporte de reactivo

4.2.1 Objetivo y alcance

El objetivo del siguiente capítulo es el de dimensionar los sistemas de almacenamiento, acondicionamiento y transporte de amoniaco del sistema SCR. La utilidad de esta tarea se encuentra en la determinación de una localización preliminar del conjunto de equipos, pudiendo determinar con ello la canalización e instrumentación necesaria para la operación; y la posibilidad de presupuestar los equipos para cuantificar el coste total del proyecto, incluyendo los costes de fabricación e instalación y los costes de operación de los consumibles.

Para llegar a estos datos se realizará el cálculo del consumo según la estequiometria de las reacciones y la capacidad de almacenamiento que supondría para las especificaciones dadas.

En lo referente a los equipos de intercambio de calor, se realizará un análisis de la transferencia de calor mediante el cálculo de los diferentes parámetros que la definen, realizando un diseño preliminar de los equipos y definiendo los parámetros de operación en los límites.

4.2.2 Hipótesis de cálculo

El reactivo, basado en amoniaco, está disponible, generalmente, como una solución acuosa de 19% a 29,4% en agua. Para reactores SCR de alto polvo, como en el sistema a implementar en este proyecto, se utiliza una concentración del 24%.

Independientemente de la forma que posea, el reactivo se transportará en camiones sistema o cisternas ferroviarias y se trasvasará a los tanques de almacenamiento de la central. Estos tanques suelen ser cilíndricos horizontales, y su capacidad de presión varía según el reactivo esté en solución acuosa o anhídrido, y debe ser llenado hasta el 90% de su capacidad total para poder abarcar los vapores.

El reactivo se almacena a temperatura ambiente, según los valores de la tabla 3.4. Por ello, es necesario el dimensionamiento de los evaporadores para que alcance una temperatura de 140°C. La presión a la que se bombea el reactivo al equipo es de unos 2 bar.

Por su parte el vapor auxiliar utilizado para el intercambio de calor se extrae del sobrecalentador a través de una válvula adiabática, de forma que se baje su presión y temperatura sin perder capacidad de transferencia. Éste se supondrá que entra a unos 180°C y a 10 bar, es decir, en estado saturado, para que el calor transferido sea en su totalidad de cambio de fase.

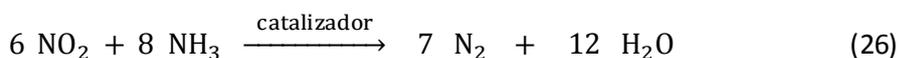
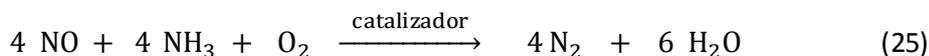
4.2.3 Consumo de amoniaco

En el apartado 3.7.2, se describe el reactivo empleado para la reacción con los óxidos de nitrógeno. Dicho reactivo es, a su vez, un contaminante peligroso cuando se deposita en las cenizas o se combina con SO₃, formando bisulfato amónico (cuya formación y concepción como veneno de catalizador y contaminante de equipos se describe en el ANEXO 9); por lo que es necesario un correcto dimensionamiento del consumo de éste dentro del equipo. La cantidad de amoniaco a utilizar debe ajustarse a la estequiometría de la reacción en la que participa, siendo el *slip* de este reactivo uno de los parámetros limitantes de especificación para el diseño de los distintos componentes del equipo.

Por otro lado, hay que tener en cuenta que la reacción de reducción en la que se basa este dispositivo, en realidad no es perfecta y conlleva otras reacciones, que en consecuencia hacen necesario el sobredimensionamiento en los consumos de amoniaco. Este hecho viene motivado, además, por la desactivación progresiva del catalizador, la cual debe ser compensada con un aporte adicional de reactivo para mejorar el contacto con los gases de combustión.

Una medida típica, y utilizada en este proyecto, para el funcionamiento del sistema es la limitación del *slip* de amoniaco a una concentración de **2 ppmv (6% de O₂ en base seca)**.

El cálculo del consumo de amoniaco se basa fundamentalmente en tres aspectos: caudal de gases de combustión a la salida de caldera, la eficiencia de reducción deseada y la estequiometría de la reacción de reducción, gobernada por la siguiente formulación:



Esta formulación se traduce en que la relación estequiométrica en el caso del NO es 1:1, y en el caso del NO₂ es 6:8, es decir, por cada 6 moles de NO₂ es necesario introducir 8 moles de NH₃ en el reactor. Esta proporcionalidad no afecta en gran medida a la cantidad necesaria de amoniaco, debido a que a las temperaturas de trabajo del reactor, el 95 % del NO_x generado se expulsa en forma de NO. Sin embargo, se ha tenido en cuenta en el cálculo.

Para el cálculo se debe contar con los siguientes datos de partida, como hipótesis de diseño:

- **Porcentaje de oxígeno a la salida de caldera**, obtenido de mediciones experimentales en la caldera. Se incluye en el ANEXO 1.
- **Porcentaje de humedad en los gases** de combustión a la salida de caldera, obtenido del balance de materia de la caldera utilizada como objeto de estudio, el cual se incluye en el ANEXO 1.
- **Concentración inicial de NO_x**, incluido en el balance de materia del ANEXO 1.
- **Concentración final de NO_x**, determinada por las especificaciones de la Directiva de Emisiones mencionada en el capítulo 3.1, relativo al marco legal.
- **Slip de amoniaco** limite elegido para la operación del equipo.
- **Porcentaje (%) de reacciones indeseadas con el amoniaco.**
- **Caudal de gases** de combustión a la salida de caldera, incluido en el balance de materia del ANEXO 1.

Operando con estos parámetros se consigue el consumo de amoniaco y la capacidad de almacenamiento necesaria para dicho reactivo. En este caso se ha establecido que cubra las necesidades de reactivo de 7 días de operación a plena carga, debido al emplazamiento de la central y su accesibilidad, los cuales hacen que el abastecimiento sea sencillo y que el riesgo de agotar las reservas sea mínimo. Dichos cálculos son desarrollados y descritos en el ANEXO 3 de este proyecto.

Las propiedades principales de este reactivo sin diluir son las siguientes:

Tabla 4.1 Propiedades del amoniaco puro

Clasificación:	C; R34
PH:	12
Punto de ebullición a 1 at:	38°C
Punto de congelación:	-35°C
Densidad:	0,9 g/ cm ³

4.2.4 Dimensionamiento del almacenaje de amoniaco

Una vez conocida la cantidad de reactivo a inyectar para la reducción de NO_x, debe ser definida la capacidad de almacenamiento que debe tener el equipo, como previsión de la demanda de reactivo que éste puede tener.

En este caso se ha seleccionado como almacenamiento tanques cilíndricos atmosféricos. Estos depósitos deben tener capacidad para almacenar una cantidad de reactivo equivalente a 7 días de operación a plena carga, como se ha notado anteriormente. Todos ellos cuentan con indicadores de nivel, temperatura y presión. El depósito debe instalarse sobre una losa de hormigón armado y una estructura de contención para derrames en su periferia. [15]

Como condición indispensable deben cumplir los depósitos es que el espesor del material seleccionado sea mayor o igual al necesario para soportar la presión que ejerce desde el

interior. Dado que son tanques atmosféricos, las restricciones de normativas de recipientes a presión no son exigibles para esta aplicación, pero se aplicará una L/D más exigente a la aplicable, por seguridad.

El dimensionamiento realizado sigue el siguiente proceso:

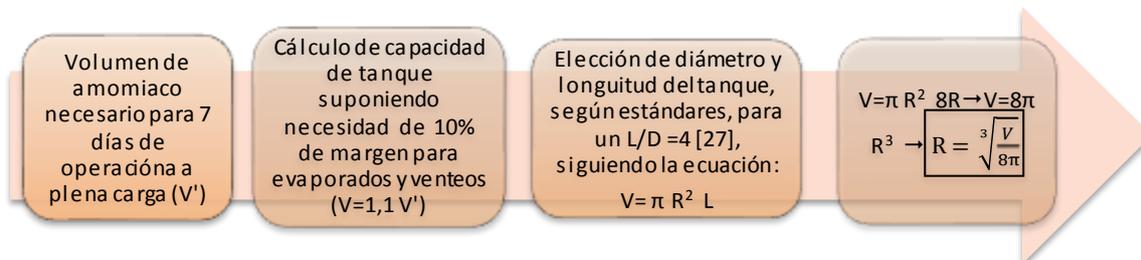


Figura 4.10 Diagrama de flujo para el cálculo de tanques de almacenamiento

4.2.5 Evaporadores de amoniaco

Para que el reactivo llegue de manera adecuada a la parrilla de inyección es importante que la disolución llegue a una temperatura adecuada alrededor de los 130°C, y aún más importante, que llegue en estado vapor. Este hecho permite que la mezcla con el gas de combustión sea más homogénea y que, a su vez, la mezcla con el aire que lo transporta hasta la zona de inyección sea homogénea e inocua, ya que el carácter explosivo del amoniaco en ciertas condiciones hace necesario que la concentración de éste sea inferior al 3% en volumen dentro de la mezcla que entra al reactor.

Uno de los equipos que hace posible esta operación es el evaporador. Este elemento es un intercambiador de calor tubo-carcasa, cuya particularidad es que el elemento que circula por la carcasa es la disolución de amoniaco, donde llega a saturación y se transforma en vapor sobrecalentado. Por el lado de los tubos circula el vapor auxiliar (a unos 180°C) utilizado como elemento de intercambio, el cual se condensa por completo a lo largo del intercambiador. La expansión del vapor hasta una presión de 10 bar se realiza por seguridad y por integridad de los elementos constructivos del evaporador. Por otro lado, la elección de la temperatura de saturación a esa presión se selecciona para aumentar la transferencia de calor, ya que el cambio de fase conlleva un cambio de entalpía mucho mayor.

La elección de esta distribución viene dada por las presiones que deben soportar los componentes del intercambiador, siendo éstas de entre 10-12 bar en el caso del vapor auxiliar (extraído del sobrecalentador y acondicionado mediante válvulas de expansión adiabáticas) y de 2 bar para la disolución de amoniaco. Por ello, se ha determinado que el vapor auxiliar sea conducido por los tubos y la disolución de amoniaco atravesase el intercambiador por el lado de la carcasa. Además, en caso de fuga, sería el vapor el que invadiría el espacio del amoniaco, reduciendo así el riesgo de contaminación de fluidos

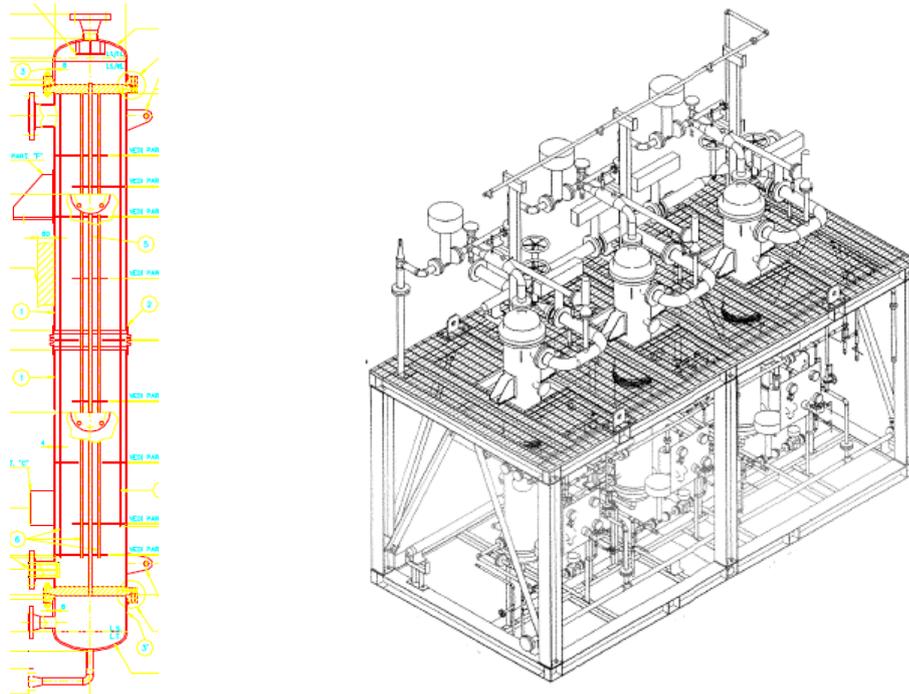


Figura 4.11 Evaporador y su disposición en la central

Debido a los caudales a transportar, la necesidad de un buen drenaje, ya que la convivencia de varios estados de la materia, y a las necesidades de mantenimiento de este tipo de equipos se ha elegido un intercambiador tubo-carcasa en disposición vertical. El agua de la disolución de amoníaco es desmineralizada, por lo que el ensuciamiento y problemática es menor que el del vapor auxiliar, el cual proviene del vapor de proceso, con las connotaciones de ensuciamiento y contaminantes que ello implica. Se cuenta como dato con las características de los tubos utilizados habitualmente utilizados para este tipo de aplicaciones. Para simplificar los cálculos y como medida de robustez de los mismo, se ha empleado las características del agua para los cálculos de transferencia de calor de la disolución de amoníaco. Esta simplificación dará como resultado un pequeño sobredimensionamiento al diseño que le proporcionará robustez.

4.2.5.1 Metodología de cálculo

Para el cálculo de dicho intercambiador se ha optado por el método F, del factor de corrección del incremento logarítmico medio de temperaturas. En este caso, la obtención de la F es sencilla, ya que al referirse a un intercambiador de calor en el que se producen cambios de fase esta F toma valor 1. Para dicho cálculo se ha seguido la siguiente metodología, aplicada a una hoja cálculo Excel desarrollada en el proyecto:

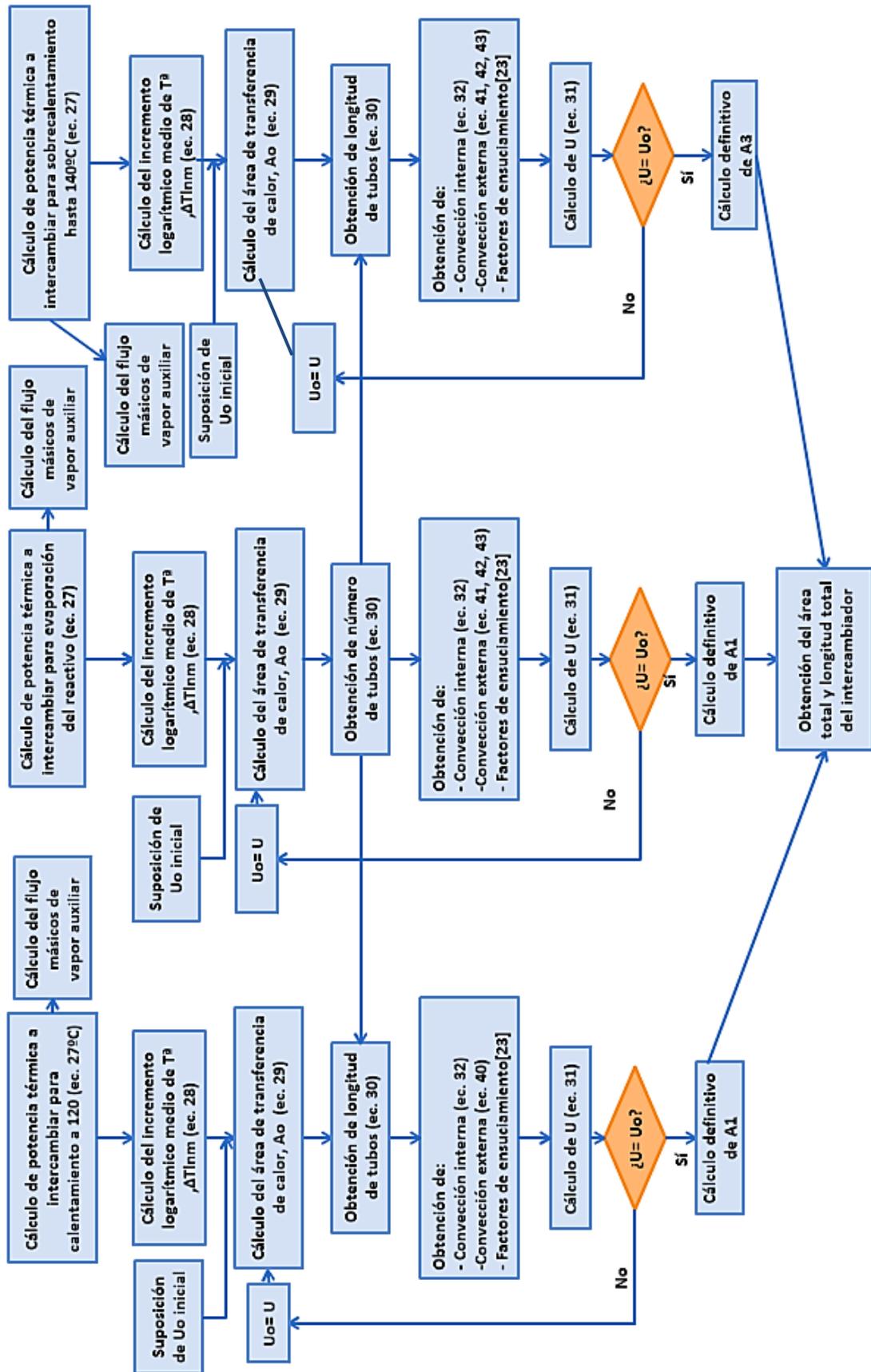


Figura 4.12 Metodología de cálculo del evaporador de amoníaco

En primer lugar, se ha hallado la potencia intercambiada (Q) mediante un balance de energía, que a su vez ha servido como cálculo de las cantidades de vapor a condensar para conseguir el calentamiento de la disolución de amoníaco.

$$Q = \dot{m}_c C_{pc}(T_{co} - T_{ci}) = \dot{m}_v h_{fg} \quad (27)$$

Donde:

C_{pc}	Calor específico del amoníaco
h_{fg}	Calor latente de vaporización
\dot{m}_c	Flujo másico de fluido frío
\dot{m}_v	Flujo másico de vapor

El citado incremento logarítmico medio de temperaturas se define como:

$$\Delta T_{ln,m} = \frac{\Delta T_h - \Delta T_c}{\ln\left(\frac{T_{h,in} - T_{c,out}}{T_{h,out} - T_{c,in}}\right)} \quad (28)$$

Donde:

$\Delta T_{ln,m}$	Incremento logarítmico medio de temperaturas
ΔT_h	Incremento de temperaturas del fluido caliente
ΔT_c	Incremento de temperaturas del fluido frío
$T_{h,in}$	Temperatura de entrada del fluido caliente
$T_{h,out}$	Temperatura de salida del fluido caliente
$T_{c,in}$	Temperatura de entrada del fluido frío
$T_{c,out}$	Temperatura de salida del fluido frío

A continuación se ha calculado el área de intercambia sustituyendo de la ecuación 29 los datos e hipótesis realizadas, en este caso el parámetro de iteración será el coeficiente global de transferencia de calor, este valor inicial será diferente para cada uno de los “sub-intercambiadores”, utilizando referencias de la literatura para su suposición:

$$Q = UA F \Delta T_{ln,m} \quad (29)$$

Donde:

U	es el coeficiente global de transferencia de calor [W/m ² K]
A	es el área de intercambio [m ²]
F	es el factor de corrección del incremento logarítmico medio de temperaturas

Este área se refiere a la superficie en la que se produce el intercambio de calor, delimitada por el área de transferencia de los tubos, cuyas características son conocidas (tabla 5.3):

$$A = \pi n_{tubos} D_e L_{tubos} \quad (30)$$

Donde:

n_{tubos}	es el número de tubos
D_e	es el diámetro exterior del tubo
L_{tubos}	es la longitud de los tubos

De esta ecuación se determina el número de tubos o la longitud de los mismos. Para la parte más comprometida del evaporador (zona de evaporación y condensación simultánea) se determinará el número de tubos con una longitud de intercambio de 1 m, aproximando al porcentaje de calor a intercambiar sobre el total, según estándares de tubos. Para el resto se adaptará la longitud de tubos al número de tubos de la parte comprometida.

Para poder calcular directamente estos parámetros mediante el método mencionado deben cumplirse las siguientes hipótesis de partida [29]:

- Pérdidas con el entorno despreciables
- C_p constante
- U constante a lo largo del intercambiador
- Temperatura uniforme en la dirección del flujo
- Cambio de fase continuo durante todo el proceso

Debido a la propia concepción del intercambiador como evaporador, es decir, con cambio de fase, varias de estas hipótesis no se cumplen. Por ello debe dividirse el intercambiador en una serie de intercambiadores que sí las cumplan.

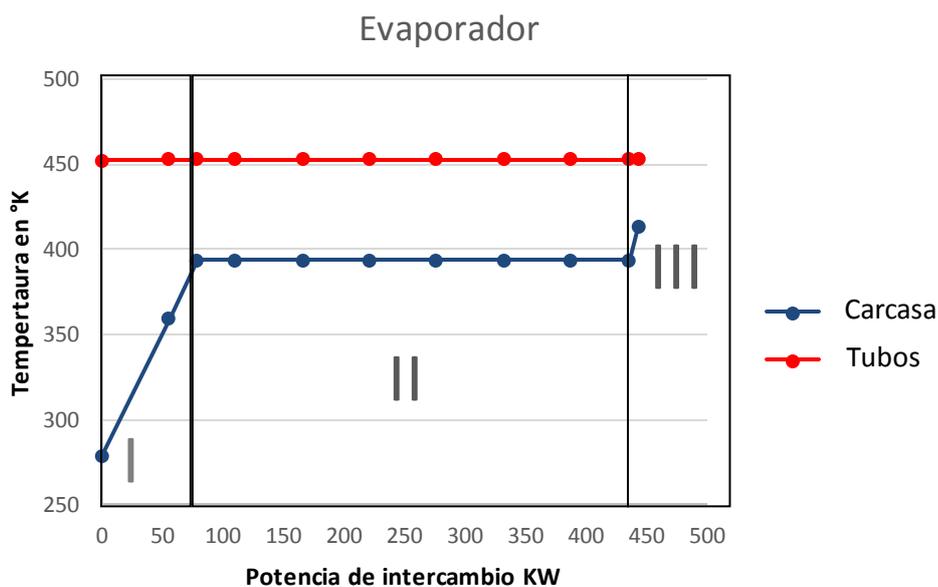


Figura 4.13 Diagrama de temperaturas del evaporador de amoníaco.

Una vez puntualizado esto, se detalla las expresiones que se han seguido para la metodología descrita para el cálculo de cada uno de los sub-intercambiadores a dimensionar, para luego armonizar el dimensionamiento de todos, de forma que pueda ser unificado en un solo equipo.

Para dicho cálculo es fundamental hallar el coeficiente global de transferencia de calor (U) del intercambiador, regido por las diferentes resistencias de transferencia de calor, incluyendo los

fluidos de intercambio y los de materiales constructivos para el intercambiador. Definiendo la U, para un intercambiador tubo-carcasa [23], como:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{R''_{fi}}{A_i} + \frac{\ln(D_o/D_i)}{2\pi k L} + \frac{R''_{fo}}{A_o} + \frac{1}{h_o A_o} \quad (31)$$

Donde:

A _i	Área interior de los tubos
A _o	Área exterior de los tubos
D _i	Diámetro interno del tubo
D _o	Diámetro externo del tubo
h _i	Coefficiente de película interno
h _o	Coefficiente de película externo
k	Conductividad térmica del metal
L	Longitud de los tubos
R'' _{fi}	Resistencia de ensuciamiento/incrustación en el interior de los tubos
R'' _{fo}	Resistencia de ensuciamiento/incrustación en el exterior de los tubos

Para el cálculo de este parámetro se ha empleado las correlaciones empíricas de coeficientes de película que se describen a continuación, utilizando los parámetros geométricos hallados anteriormente mediante los parámetros iniciales supuestos.

4.2.5.2 Convección interna

El cálculo del coeficiente de película para el fluido que circula por los tubos, h_o, se aleja un poco del cálculo tradicional de este parámetro, debido a la situación de condensación en la que se encuentra el fluido. Para este cálculo se ha empleado las correlaciones desarrolladas por Dobson et al. en 1993.

Estas correlaciones cambian según el tipo de flujo considerado. La diferencia de temperaturas y el estado de la superficie de transferencia son otros parámetros que afectan a la forma en la que se condensa el fluido saturado. Si la condensación se produce de forma lenta desde su comienzo, formando pequeñas gotas sobre los poros de la superficie de intercambio de calor. El mecanismo dominante de condensación es aquel en el que, sobre una superficie limpia y de poca rugosidad, se produce una película de condensación sobre la superficie completa, la cual se desplaza continuamente por la superficie debido a la acción de la gravedad. [23]

Cuando se considera un ratio de flujo pequeño, dominado por una condensación tipo Nusselt, donde la transferencia de calor se realiza por conducción a través de la capa de condensado en el extremo del tubo, siendo la correlación obtenida por Dobson y Chato et al [24]:

$$Nu = \frac{0.375}{X_{tt}^{0.23}} \left[\frac{g \rho_L (\rho_L - \rho_V) D^3 h_{fg}}{\mu_l \Delta T k_1} \right]^{0.25} \quad (32)$$

Donde:

Nu	Número de Nusselt
D	Diámetro interno del tubo
g	Aceleración de la gravedad
ΔT	Incremento de Temperatura con pared
$\overline{h_D}$	Coefficiente de película medio
k_l	Conductividad térmica del líquido
h_{fg}	Calor latente de vaporización
μ_l	Viscosidad dinámica del fluido en estado líquido
μ_v	Viscosidad dinámica del fluido en estado vapor
ρ_l	Densidad del fluido en estado líquido
ρ_v	Densidad del fluido en estado vapor
X_{tt}	Parámetro de Lockhart-Martinelli

Al aumentar el ratio de flujo, las fuerzas gravitacionales son superadas por las inerciales y las de fricción, por lo que predomina la condensación por convección forzada. Por ello, para un flujo anular del condensado Dobson y Chato et al. desarrollaron la siguiente correlación [24]:

$$Nu = 0.023 Re_L^{0.80} Pr_L^{0.3} \frac{2.61}{X_{tt}^{0.805}} \quad (33)$$

Donde

Re_L	Número de Reynolds del líquido
Pr_L	Número de Prandtl del líquido
X_{tt}	Parámetro de Lockhart-Martinelli

Esta correlación es una modificación experimental de la correlación de Dittus-Boelter, la cual añade un factor de corrección de las dos fases determinado por el parámetro de Lockhart-Martinelli. La modificación viene determinada a su vez por la definición del número de Reynolds que incluye la fracción de vapor contenida en el flujo:

$$Re_L = \frac{4\dot{m}(1-x)}{\pi D \mu_L} \quad (34)$$

Donde:

m	flujo másico de vapor
D	Diámetro interno de los tubos
μ_l	Viscosidad dinámica del fluido en estado líquido
x	Título de vapor del flujo

Donde el parámetro de Lockhart-Martinelli se define como:

$$X_{tt} = \left(\frac{\rho_v}{\rho_L}\right)^{0.5} \left(\frac{\mu_L}{\mu_v}\right)^{0.125} \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.875} \quad (35)$$

Donde:

x	Título de vapor del flujo
μ_l	Viscosidad dinámica del fluido en estado líquido
μ_v	Viscosidad dinámica del fluido en estado vapor

ρ_l	Densidad del fluido en estado líquido
ρ_v	Densidad del fluido en estado vapor

Para decidir cuál de los dos tipos de flujo es el que participa en el intercambio de calor se utiliza la velocidad adimensional del gas de Wallis:

$$j_G^* = \frac{G x}{\sqrt{g D \rho_v (\rho_l - \rho_v)}} \quad (36)$$

Donde:

ρ_l	Densidad del fluido en estado líquido
ρ_v	Densidad del fluido en estado vapor
G	Velocidad de masa (m/A)
g	Aceleración de la gravedad
D	Diámetro del tubo
x	Título de vapor del flujo

Este parámetro adimensional representa el ratio de fuerzas inerciales del vapor frente a las gravitacionales. Cuando j_G^* sea superior a 1.8 se empleará la ecuación 32. En este caso j_G^* nunca supera el valor de 0,51, por tanto, siempre ha estado regido por la ecuación 31. [24]

Se hace saber al lector que existen otras correlaciones aplicables al caso de condensación en el interior de tubos verticales, las cuales son válidas a diferente régimen de flujo, es decir, para otros números de Reynolds. Es el caso de la correlación de Carpenter-Colburn [25]:

$$\left[\frac{\bar{h}_f \mu_f}{k_f \rho_f^{1/2}} \right] = 0.065 \left[\frac{C_p \mu}{k} \right]_f^{1/2} \tau_i^{1/2} \quad (37)$$

Donde τ_i es la tensión cortante por fricción interfacial y G_i la razón de flujo másico:

$$\tau_i = f_i^{1/2} \left[\frac{\bar{G}_g^2}{8 \rho_g} \right] \quad (38)$$

$$\bar{G}_g = \sqrt{\frac{G_1^2 + G_2^2 + G_1 G_2}{3}} \quad ; ; \quad G_i = \frac{m_v x}{A} \quad (39)$$

4.2.5.3 Convección externa

En el caso del fluido que circula por la carcasa, la formulación cambia según el subsistema que se esté analizando, ya que éste se encuentra en tres estados diferentes en cada uno de los sub-intercambiadores. En primer lugar se encuentra como un líquido subenfriado, el cual se calienta hasta saturación a la presión de trabajo. En segundo lugar, el amoniaco se encuentra en fase de vaporización. Por último el fluido debe ser sobrecalentado hasta la temperatura de trabajo óptima para su mezcla con el aire de dilución, en este caso la temperatura a alcanzar

es de 140°C. Por ello, el cálculo del coeficiente de película se particularizará para cada uno de los subsistemas.

➤ **Sub-intercambiador 1: calentamiento hasta saturación (120°C a 2bar)**

Para la entrada del fluido al intercambiador, es decir, para el calentamiento de la disolución de amoníaco hasta temperatura de saturación; se ha empleado las correlaciones en flujo turbulento para el exterior de un banco de tubos desarrolladas por Zakauskas [23]:

$$Nu = 0.9 (Re)^{0.4} (Pr_c)^{0.3} \left(\frac{Pr_c}{Pr_w} \right)^{0.25} = \frac{h_o D_h}{k_c} \quad (40)$$

$$Re = \frac{F_c \rho V D_h}{\mu_c} ; ; Pr_c = \frac{C_{pc} \mu_c}{k_c}$$

Donde:

Re	Número de Reynolds
Pr	Número de Prandtl (c: frío; w: pared)
C _{pc}	Calor específico de la sustancia
D _h	Diámetro hidráulico
F _c	Factor de flujo másico efectivo
h _o	Coefficiente de película externo
k _c	Conductividad térmica del fluido
v _i	Velocidad de paso del fluido
ρ	Densidad del fluido
μ _c	Viscosidad dinámica del fluido

➤ **Sub-intercambiador 2: Evaporación del reactivo**

En el caso del fluido en la fase de evaporación, se ha tenido en cuenta varios aspectos concernientes al mecanismo de evaporación. Habitualmente se suelen dar dos mecanismos de evaporación: ebullición convectiva en la interfase líquido-vapor y ebullición nucleada en la pared de los tubos. Dependiendo del flujo másico, el flujo de calor y del fluido, el mecanismo dominante será uno u otro.

Para el mecanismo de ebullición nucleada se ha empleado la correlación desarrollada por Cooper en 1984 para hallar el Nusselt de la aplicación [24]:

$$Nu_{NB} = \frac{D}{k_L} \cdot \frac{55 q''^{0.67} P_R^{0.12}}{PM (\log_{10}(P_R))^{0.55}} \quad (41)$$

Donde:

D	Diámetro externo del tubo
k _L	Conductividad térmica del líquido
q''	Flujo de calor [W/m ²]
P _R	Presión reducida
PM	Peso molecular

Para el mecanismo de ebullición convectiva se ha empleado la correlación propuesta por Wattelet et al., la cual se basa en la correlación de Dittus-Boelter modificada con un factor que representa el cambio de fase, aplicable a flujo anular [24]:

$$Nu_{CB} = 0.023 Re_L^{0.8} Pr_L^{0.4} \left[1 + \frac{1.925}{X_{tt}^{0.83}} \right] 1.32 \left(\frac{G^2}{\rho_L^2 g D} \right)^{0.2} \quad (42)$$

Donde:

ρ_L	Densidad del fluido en estado líquido
G	Velocidad de masa (m/A)
g	Aceleración de la gravedad
D	Diámetro del tubo
X_{tt}	Parámetro de Lockhart-Martinelli (ec. 34)
Re_L	Número de Reynolds del líquido (ec. 33)
Pr_L	Número de Prandtl del líquido

Ambas correlaciones pueden relacionarse de forma asintótica según los desarrollos de Kutateladze [1961]:

$$Nu_{TP} = [Nu_{CB}^{2.5} + Nu_{NB}^{2.5}]^{1/2.5} \quad (43)$$

➤ Sub-intercambiador 3: sobrecalentamiento hasta 140°C

Por último para la parte de sobrecalentamiento del amoniaco se ha empleado las correlaciones de Kern para flujos turbulentos ($Re > 2000$), modificando los parámetros para las propiedades del fluido a las aplicables a las temperaturas de trabajo según la literatura. [23]

$$Nu = 0.36 (Re)^{0.55} (Pr_c)^{0.3} \left(\frac{\mu_c}{\mu_w} \right)^{0.14} = \frac{h_c D_h}{k_c} \quad (44)$$

$$Re = \frac{\rho V D_h}{\mu_c} ; ; Pr_c = \frac{C_{pc} \mu_c}{k_c}$$

Donde:

Re	Número de Reynolds
Pr	Número de Prandtl (c: frío; w: pared)
C_{pc}	Calor específico de la sustancia
D_h	Diámetro hidráulico
F_c	Factor de flujo másico efectivo
h_o	Coefficiente de película externo
k_c	Conductividad térmica del fluido
v_i	Velocidad de paso del fluido
ρ	Densidad del fluido
μ_c	Viscosidad dinámica del fluido

Para completar los parámetros necesarios para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor es necesario añadir las resistencias a la transferencia de calor

consecuencia del ensuciamiento del equipo debido al fluido que lo atraviesa. Este efecto es consecuencia de las incrustaciones de partículas procedentes de los fluidos de intercambio. Dicha información se ha obtenido de la tabla 11.1 de la referencia bibliográfica [23]:

$$R''_{fi} = 0,0002 \frac{m^2 K}{W}$$
$$R''_{fo} = 0,0002 \frac{m^2 K}{W}$$

Iterando con el coeficiente global de transferencia de calor y el área de intercambio, como muestra la figura 4.12, se llega a la solución del dimensionamiento del intercambiador. La elección del tubo se ha realizado en función de la presión a soportar, del caudal y del fluido con el que tiene contacto, como se describe en el apartado referente a los resultados, apartado 5.2.3. Una vez ajustadas las áreas y longitudes para todos los sub-intercambiadores, puede totalizarse el intercambiador como conjunto.

Como comprobación se ha verificado que las pérdidas de presión, tanto del lado de los tubos como del lado de la carcasa son los adecuados y no superan el límite impuesto. Se han considerado las ecuaciones del método de Kern para dichas comprobaciones:

- Para la pérdida de presión en el interior de los tubos:

$$\Delta P_t = N_p \left[8 \cdot j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right] \frac{\rho \cdot u_t^2}{2} \quad (45)$$

- Para las pérdidas de carga en la carcasa utilizamos la siguiente:

$$\Delta P_s = 8 \cdot j_f \left(\frac{D_s}{d_e} \right) \cdot \left(\frac{L}{l_B} \right) \cdot \frac{\rho \cdot u_s^2}{2} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14} \quad (46)$$

Las propiedades empleadas para el cálculo han sido las del agua, tanto para el lado de los tubos (vapor) como para la parte de la carcasa (disolución de amoníaco), de la misma forma como se expuso en la introducción de este apartado.

4.2.5.4 Diseño de la geometría

El diseño geométrico del intercambiador está regido por el estándar TEMA, el cuál cumple las normas incluidas en la regla ASME sección VIII- Div. 1, recipientes a presión. Dicha normativa es homónima de la normativa europea ISO-EN 12952-3, referente al cálculo y diseño de calderas y equipos.

El estándar incluye la elección de los cabezales, la elección de la carcasa y su diámetro en relación al número de tubos que tenga el intercambiador; y los pasos que da cada fluido a lo largo del intercambiador. Para la elección de estos parámetros se ha utilizado la norma TEMA 9ª Edición.

En este caso se ha seleccionado un intercambiador tipo BEM, es decir, con cabezales superior y posterior de casquete, sin separador de fluido, para un solo paso por tubo y por carcasa. Las posibilidades que da el estándar TEMA.

4.2.6 Calentadores de aire de dilución

Después de la vaporización, el amoníaco gaseoso se mezcla con aire caliente en un mezclador estático. Una proporción rica en aire facilita el mezclado de aire y amoníaco, y ayuda a conservarlos por debajo del límite de inflamabilidad.

El empleo de aire caliente como elemento que lleva a cabo la inyección de amoníaco a la corriente de gases de combustión desde la salida de la caldera hasta el reactor del SCR. Los objetivos de este elemento para el transporte:

- Mantener la dilución de amoníaco por debajo del 5 % en volumen, lo cual es suficientemente bajo para el Límite inferior de inflamabilidad de amoníaco en el aire.
- Reducción de la presión parcial del amoníaco evita cualquier condensación en los tubos.
- El ratio de flujo de aire mantiene la dinámica de fluidos del sistema de inyección como constante lo más posible a pesar de los cambios en la cantidad de amoníaco inyectado.

El aire es suministrado por unos ventiladores centrífugos y calentado por los calentadores a 130°C.

El diseño de los calentadores de aire de dilución se basa en el concepto de aerocondensador, es decir, se tomará como un empaquetamiento de tubos (similar al mostrado en la figura 4.11), con una conducción en flujo cruzado de aire de un solo paso. La peculiaridad de este sistema es que el ventilador de tiro forzado que impulsa el aire para entrar, no se encuentra directamente en el equipo de calentamiento de aire, sino que se encuentra apartado del resto, conectándose con el equipo a través de una conducción.

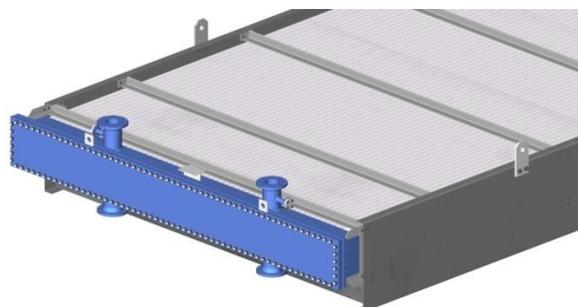


Figura 4.14 Haz de tubos y cabezal del intercambiador [Fuente GEA heat exchangers]

El intercambio de calor se produce por la absorción del calor latente del vapor al condensarse dentro de los tubos, calentado el aire a su paso.

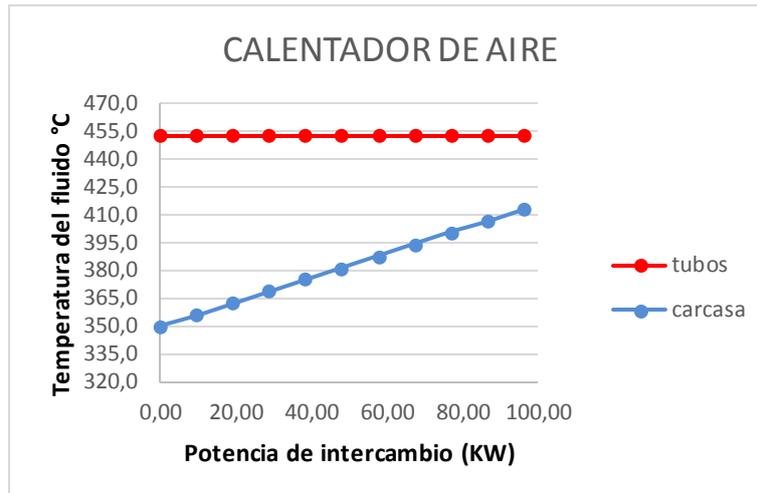


Figura 4.15 Diagrama de temperaturas del calentador

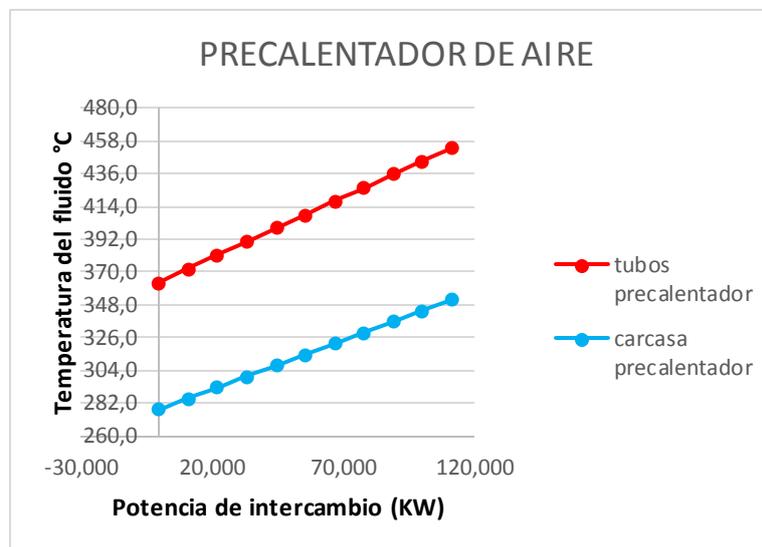


Figura 4.16 Diagrama de temperaturas del precalentador

Como mejora de un sistema convencional de calentamiento de aire, se aprovecha el calor remanente en el vapor condensado en el proceso de vaporización de la dilución de amoniaco. De forma que el total de aire necesario para la dilución de amoniaco se hace pasar a través de dos intercambiadores. El esquema constructivo de la conexión de equipos se muestra en la figura 4.17.

En primer lugar pasa a través de un intercambiador, denominado precalentador de aire, cuyo flujo de intercambio se compone del conjunto de los condensados del evaporador de amoniaco y del calentador de aire.

El calentador de aire, cuya configuración es similar a la del precalentador, realiza el intercambio de calor a través de vapor auxiliar saturado. De esta forma, el aire necesario para la dilución de amoniaco llega a la temperatura necesaria para mezclarse con el resto de reactivo.

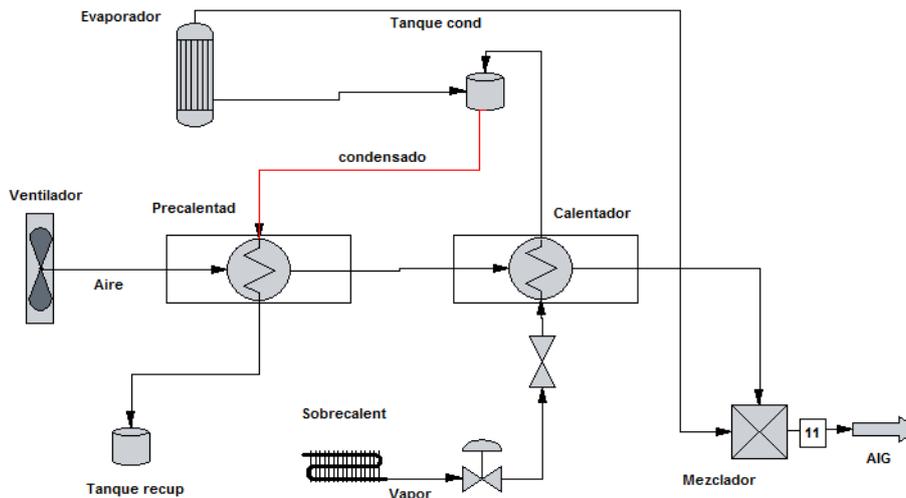


Figura 4.17 Esquema constructivo de las conexiones del sistema de calentamiento de aire

Esta configuración permite un ahorro en los consumos de vapor auxiliar mediante el aprovechamiento de la entalpía procedente del condensado a mayor temperatura que el aire de entrada. Además, aumenta el rendimiento de este vapor debido a la entalpía citada. Para aclarar el recorrido del flujo se ha realizado un diagrama adjunto como figura 4.17.

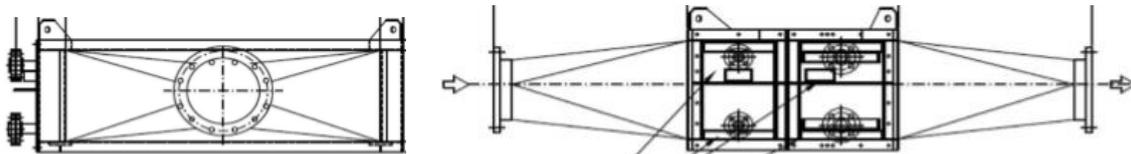


Figura 4.18 Vistas del calentador de aire (alzado y perfil)

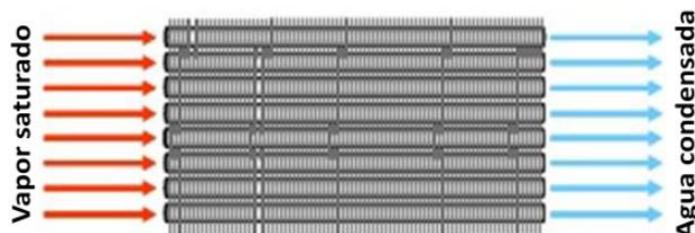


Figura 4.19 Configuración del haz de tubos [26]

4.2.6.1 Metodología de cálculo

El cálculo del área de intercambio de calor y su dimensionamiento se basa en un proceso sistemático e iterativo. El conocimiento de los datos referentes a las características de los tubos a instalar en esta aplicación facilita este cálculo. Sin embargo, esto no es suficiente para el cálculo directo del calentador, por lo que hay que suponer unos valores iniciales de los parámetros de transferencia de calor para la iteración. En la figura 4.20 se muestra el diagrama de flujo para el cálculo del intercambiador.

El método es muy similar, por lo que se procede de la misma forma con la que se ha realizado el cálculo de los evaporadores de reactivo. Las salvedades que se deben hacer son:

- Inclusión de las propiedades de tubo aleteados.
- Comprobación de la temperatura de salida. Esta debe ser coincidente con la necesaria para la entrada del aire en el mezclador y en el AIG.

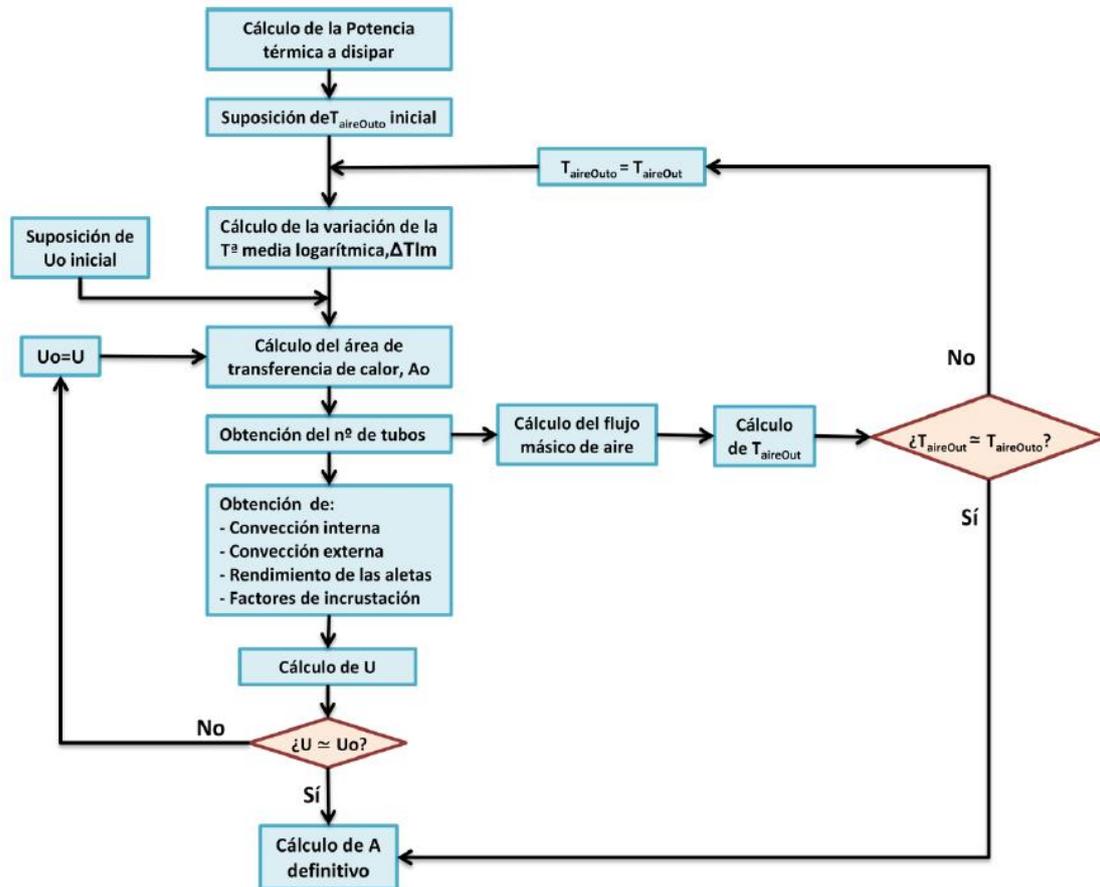


Figura 4.20 Diagrama de flujo del proceso de cálculo de calentadores de aire

Todos los cálculos realizados en el diseño del aerocondensador toman como ciertas las siguientes hipótesis de cálculo, las cuales ayudarán a simplificar los cálculos [26]:

1. Condensador absoluto, sin sub-enfriamiento ni recalentamiento.
2. Pérdidas con el entorno despreciables.
3. El calor específico de los fluidos se considera constante.
4. La resistencia térmica calculada se supondrá uniforme a lo largo de todo el intercambiador.
5. El coeficiente global de transferencia de calor, U, se considera constante a lo largo del condensador.
6. Las temperaturas son uniformes en la dirección del flujo.
7. En los recorridos paralelos los gastos y las áreas de transferencia son iguales.
8. Se supondrá transferencia de calor en estado estacionario.

9. Los flujos másicos se distribuyen uniformemente por todo el aerocondensador.

Para el cálculo de dicho intercambiador se ha optado por el método F, del factor de corrección del incremento logarítmico medio de temperaturas. En este caso, la obtención de la F es sencilla, ya que al referirse a un intercambiador de calor en el que se producen cambios de fase está F toma valor 1 y para el precalentador es perfectamente asumible también este valor. El citado incremento logarítmico medio de temperaturas ya se definió en el apartado 4.3.3 dentro de la ecuación (39).

La potencia intercambiada puede conocerse por un balance de energía sobre el intercambiador o por la siguiente expresión, al igual que sucede con el evaporador:

$$Q = UA F \Delta T_m \quad (47)$$

Esta potencia intercambiada debe ser hallada mediante un balance de energía, que a su vez servirá como cálculo de las cantidades de vapor a condensar para conseguir el calentamiento de la masa de aire necesaria para la dilución del reactivo al 3%.

$$Q = \dot{m}_a C_{pa} (T_{ao} - T_{ai}) = \dot{m}_v h_{fg} \quad (48)$$

Donde:

C_{pc}	Calor específico del amoniaco
h_{fg}	Calor latente de vaporización
\dot{m}_c	Flujo másico de fluido frío
\dot{m}_v	Flujo másico de vapor

Se toma como hipótesis que todos los requerimientos para el uso de este método se cumplen, de forma que la curva que sigue el proceso de intercambio de calor en este equipo es la mostrada en la figura 4.16.

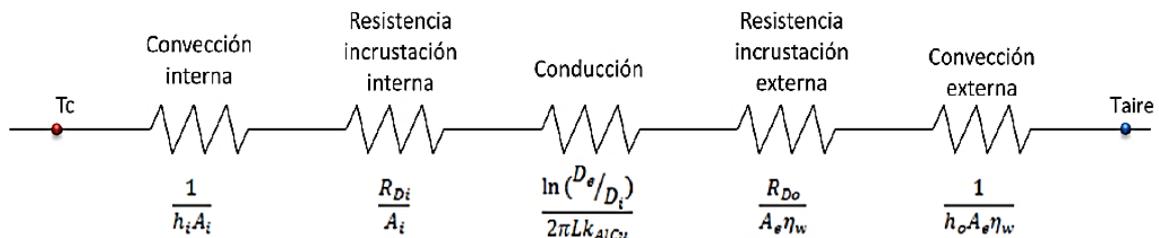


Figura 4.21 Esquema del circuito térmico de transferencia de calor en tubo aleteados [26]

Para dicho cálculo es fundamental hallar el coeficiente global de transferencia de calor (U) del intercambiador, regido por las diferentes resistencias de transferencia de calor, incluyendo los fluidos de intercambio y los de materiales constructivos para el intercambiador. Definiendo la U, para un intercambiador tubo-carcasa, como [23]:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{R''_{fi}}{A_i} + \frac{\ln(D_o/D_i)}{2\pi k L} + \frac{R''_{fo}}{A_o} + \frac{1}{h_o A_o} \quad (49)$$

Donde

A_i	Área interior de los tubos
A_o	Área exterior de los tubos
D_i	Diámetro interno del tubo
D_o	Diámetro externo del tubo
h_i	Coefficiente de película interno
h_o	Coefficiente de película externo
k	Conductividad térmica del metal
L	Longitud de los tubos
R_{fi}''	Resistencia de ensuciamiento/incrustación en el interior de los tubos
R_{fo}''	Resistencia de ensuciamiento/incrustación en el exterior de los tubos

4.2.6.2 Convección interna

Para hallar el término de convección interna se tendrá en cuenta que por el interior de los tubos circula un fluido en condensación. Otro aspecto a tener en cuenta es que, esta condensación se produce a través de tubos horizontales. Este aspecto modifica las correlaciones de coeficiente de película a utilizar para la obtención del coeficiente global de transferencia de calor.

Al igual que en el evaporador, se pueden dar dos mecanismos para la condensación del vapor.

El primero forma pequeñas gotas sobre la pared del tubo. A medida que avanza la condensación, las gotas crecen, hasta que las fuerzas gravitacionales dominan debido al peso adquirido por la gota. Este mecanismo se da a bajas velocidades de condensación.

El segundo forma una película de condensado sobre la pared del tubo. Esta película tiene sus consecuencias dentro de la transferencia de calor, la cual se ve impedida por el efecto aislante de dicha película. En este caso el mecanismo dominante es éste, ya que las velocidades de condensación que se presentan en el equipo lo rigen así, al ser éstas altas.

Para una condensación de película, en regímenes laminares autores como Dobson y Chato recomiendan utilizar la correlación (50)[23]. La asunción del régimen laminar viene dada por valores inferiores a 1500 en la obtención del número de Reynolds, regido por la siguiente ecuación:

$$Re_i = \frac{m_{vapor} D_i}{\mu_l S_T} \quad (50)$$

Donde:

Re	Número de Reynolds
m_{vapor}	flujo másico de vapor
D_i	Diámetro interno de los tubos
μ_l	Viscosidad dinámica del fluido en estado líquido
S_T	Sección de paso de tubos

(51)

$$\overline{Nu}_D = \frac{\bar{h}_D D_i}{k_l} = 0.555 \left[\frac{\rho_l g (\rho_l - \rho_v) h'_{fg} D_i^3}{\mu_l k_l (T_{sat} - T_s)} \right]^{1/4}$$

Donde:

g	Aceleración de la gravedad
T_s	Temperatura de pared
T_{sat}	Temperatura de saturación
\bar{h}_D	Coefficiente de película medio
k_l	Conductividad térmica del líquido
h'_{fg}	Calor latente de vaporización
μ_l	Viscosidad dinámica del fluido en estado líquido
μ_v	Viscosidad dinámica del fluido en estado vapor
ρ_l	Densidad del fluido en estado líquido
ρ_v	Densidad del fluido en estado vapor

Donde h'_{fg} está definido como:

$$h'_{fg} = h_{fg} + 0.375 C_{pl} (T_{sat} - T_s) \quad (52)$$

Siendo \bar{h}_D la h_i necesaria para hallar el coeficiente global de transferencia de calor.

4.2.6.3 Convección externa

El equipo recibe el caudal de aire con un impulso forzado a través de un ventilador que se mantendrá separado del resto del equipo. La comunicación entre el ventilador y el intercambiador se realizará por medio de conducciones metálicas.

Como se ha expuesto anteriormente, el intercambio de calor se realizará en flujo cruzado. Para los regímenes del número de Reynolds en los que se mueve el flujo de aire, las correlaciones empleadas, para la obtención del coeficiente de película en el exterior de los tubos, son las publicadas por Zukauskas para la convección media a través de un banco de tubos.

$$\overline{Nu}_D = \frac{\bar{h}_0 D_0}{k_l} = 0.35 Re_{D,max}^{0.6} Pr^{0.36} \left(\frac{Pr}{Pr_s} \right)^{1/4} \quad (53)$$

Donde:

Pr	Número de Prandlt ($\mu C_p/k$)
Pr_s	Número de Prandlt en pared
\bar{h}_0	Coefficiente de película medio
D_0	Diámetro exterior del tubo
k_l	Conductividad térmica del líquido

El número de Reynolds máximo está definido por la velocidad máxima que alcanza el aire a través de los tubos. En este caso se tomará la velocidad máxima la de entrada del aire. Esta suposición hace el diseño más robusto. Por ello, este parámetro está definido por la ecuación 54.

$$Re_{D,max} = \frac{\rho V_{max} D_o}{\mu} \quad (54)$$

Donde:

ρ	Densidad del fluido
V_{max}	Velocidad máxima de paso de fluido
μ	Viscosidad dinámica del fluido

4.2.6.4 Convección interna del precalentador

En el caso del precalentador, el fluido que circula por el interior de los tubos es un líquido. Este líquido condensado fluye sin cambio de fase; por ello, su transferencia de calor cambia. Para hallar la transferencia de calor en este caso se emplearán las correlaciones de Dittus-Boelter para flujo turbulento. [23]

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} = \frac{h_i D_i}{k_{aire}} \quad (55)$$

Esta correlación no es unívoca, hay muchas otras correlaciones que cumplen los requerimientos para esta aplicación, y por tanto, podrían ser aplicadas. En este caso el número de Reynolds necesario se halla a partir de la ecuación (56).

$$Re = \frac{4 \dot{m}_{cond}}{\mu D} \quad (56)$$

4.2.6.5 Eficiencia de las aletas

La eficiencia de las aletas se ha tomado como 1. Este factor, participante en el coeficiente global de transferencia de calor, viene determinado por el siguiente desarrollo. [30]

El cociente r_a/r_b y el término $L \sqrt{\frac{2 h_0}{k_b}}$, representados en la gráfica de la figura 5.4, equivalen a:

$$\frac{D_0 + 2hf}{D_0} = 2 \quad hf \sqrt{\frac{2 h_0}{k e_f}} \quad (57)$$

Con estos valores se entra en la gráfica obteniéndose una eficiencia de aleta, η_f , de 0,91.

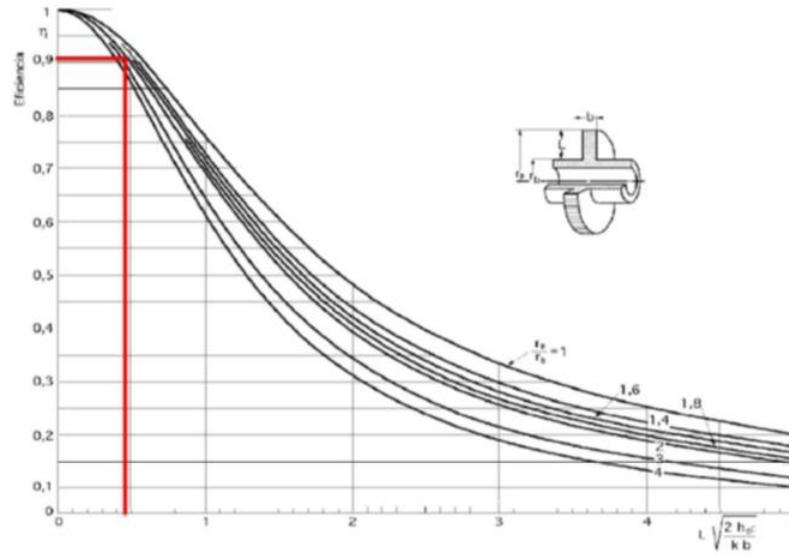


Figura 4.22 Eficiencia de las aletas anulares de perfil rectangular [26]

Siendo la expresión que define finalmente la eficiencia de las aletas:

$$\eta_w := 1 - \frac{(1 - \eta_f) \cdot N_{ftubo} \cdot A_f}{A_e \cdot N_{tubos}} = 1 \quad (58)$$

Por tanto, las aletas no afectan de forma negativa en la transferencia de calor, simplemente aumenta la superficie de transferencia disponible, reduciendo la necesidad de tubos. [26]

Las propiedades de los tubos aleteados para el dimensionamiento del número de tubos son las siguientes:

$$\text{Nº de aletas totales por tubo: } N_{ftubo} = N_f \cdot L \quad (59)$$

$$\text{Área interior de un tubo: } A_i = \pi D_i L \quad (60)$$

$$\text{Área de una aleta: } A_f = \pi (D_0 + 2 h_f) e_f + 2\pi \left[\left(h_f + \frac{D_0}{2} \right)^2 - \left(\frac{D_e}{2} \right)^2 \right] \quad (61)$$

$$\text{Área exterior de un tubo: } A_e = \pi D_0 (L - e_f N_{ftubo}) + A_f N_{ftubo} \quad (62)$$

$$\text{Número de tubos: } N_{tubos} = \frac{A}{A_e} \quad (63)$$

Donde h_f es la altura de la aleta y e_f el espesor de la misma. Todos los valores se incluyen en el ANEXO 6.

4.3 Lay-out

Debido a la concepción de este sistema como una modificación de una instalación ya construida, se dificulta el emplazamiento de los nuevos equipos. En una instalación nueva, los equipos se instalarían siguiendo la línea de gases, de forma que su desarrollo y coste sería mucho más sencillo que en el caso de la modificación. En este caso, las instalaciones no fueron concebidas, en su origen, para albergar los equipos, por lo que no se dispone del espacio necesario para su instalación.

Este problema también afecta a la instalación de los equipos de vaporización de reactivo necesarios, así como a sus conducciones de conexión con el almacenamiento y reactor. Por ello, la instrumentación también se ve afectada, y dependiendo del emplazamiento elegido cambia.

4.3.1 Objetivo y alcance

Uno de los grandes problemas que hay que afrontar cuando se dimensiona una modificación de una instalación ya construida es la disposición de los equipos a instalar, en este caso es más importante aún, ya que el espacio para ello es limitado y la operación cambia según su disposición. Por ello, el objetivo de este capítulo es dar una posibilidad viable de ubicación de los equipos, realizando una descripción de sus condiciones e incluyendo algunos planos de disposición realizados AutoCAD para situar al lector.

Además se han realizado los diagramas de conducciones e instrumentación de los equipos calculados. El objetivo de ellos es hacer posible la descripción de la operación de dichos equipos.

4.3.2 Descripción de la localización de equipos

Como solución a este problema se ha llegado a la conclusión que el mejor emplazamiento para el reactor es la calle lateral que separa la caldera de otro grupo. Se realizará una estructura que permita que el acceso de vehículos a esa calle siga siendo libre. La razón por la que se elige esta localización es que es la única que cumple las necesidades de espacio, sin tener que realizar una estructura en cotas superiores a las de la propia caldera. La construcción a esa altura sería muy compleja y arriesgada, con el incremento en el coste del proyecto que ello supondría. Además es necesaria cierta longitud de conducto para que la homogenización del flujo sea la adecuada, lo que se consigue situando el reactor en la zona que separa el objeto de estudio del grupo contiguo. Esta disposición puede apreciarse en las figuras 4.23 y 4.24.

De esta forma, la conexión actual entre la salida del economizador y la entrada al precipitador electrostático se modifica para elevar el conducto de entrada al reactor hasta la cota de entrada al SCR (aproximadamente, 52 m). Esta acción se realizará en vertical para evitar interferencias con otros elementos de la caldera. Se conducirá los gases en dirección horizontal, una vez elevados, hasta el reactor.



Como se ha indicado, el reactor se localizará sobre la carretera que separa el grupo de otro gemelo. La altura libre para el paso de vehículos será de unos 8 m. De la cota más alta a la entrada del reactor a la inferior, incluyendo la tolva de cenizas y residuos, hay unos 36 m; siendo la cota mínima de 18 m. En el espacio que queda libre hasta el elemento estructural más bajo que permita el tránsito por la calle inferior, puede ubicarse el sistema de vaporización de amoníaco. Sin embargo, la opción elegida ha sido la estructura de unión entre reactor y caldera. Esta opción presenta una localización más cercana a los equipos de inyección de reactivo, produciendo un ahorro considerable. La distancia entre este sistema y el mezclador de amoníaco/aire debe ser mínima para que la pérdida de temperatura sea mínima, aunque existe un trazado eléctrico de la conducción que mantiene la temperatura. Por ello, otra posibilidad es colocarlo sobre el reactor. Sin embargo, esta solución se presenta menos viable por la complejidad estructural que ello conlleva, derivada de la cota en la que estaría ubicado.

El conducto de salida del reactor deberá evitar interferencias con las tubuladura de aire de combustión y los precalentadores de aire de combustión, ubicados junto a la caldera. Por ello, el conducto se elevará hasta una cota con la que se evite contacto con estos. Una vez superada estas interferencias, se descenderá el conducto hasta la compuerta de entrada al precalentador de aire.

4.3.3 Representación en planta del Lay-Out

El Lay-Out descrito en el apartado 4.3.2 puede ilustrarse con las siguientes figuras:

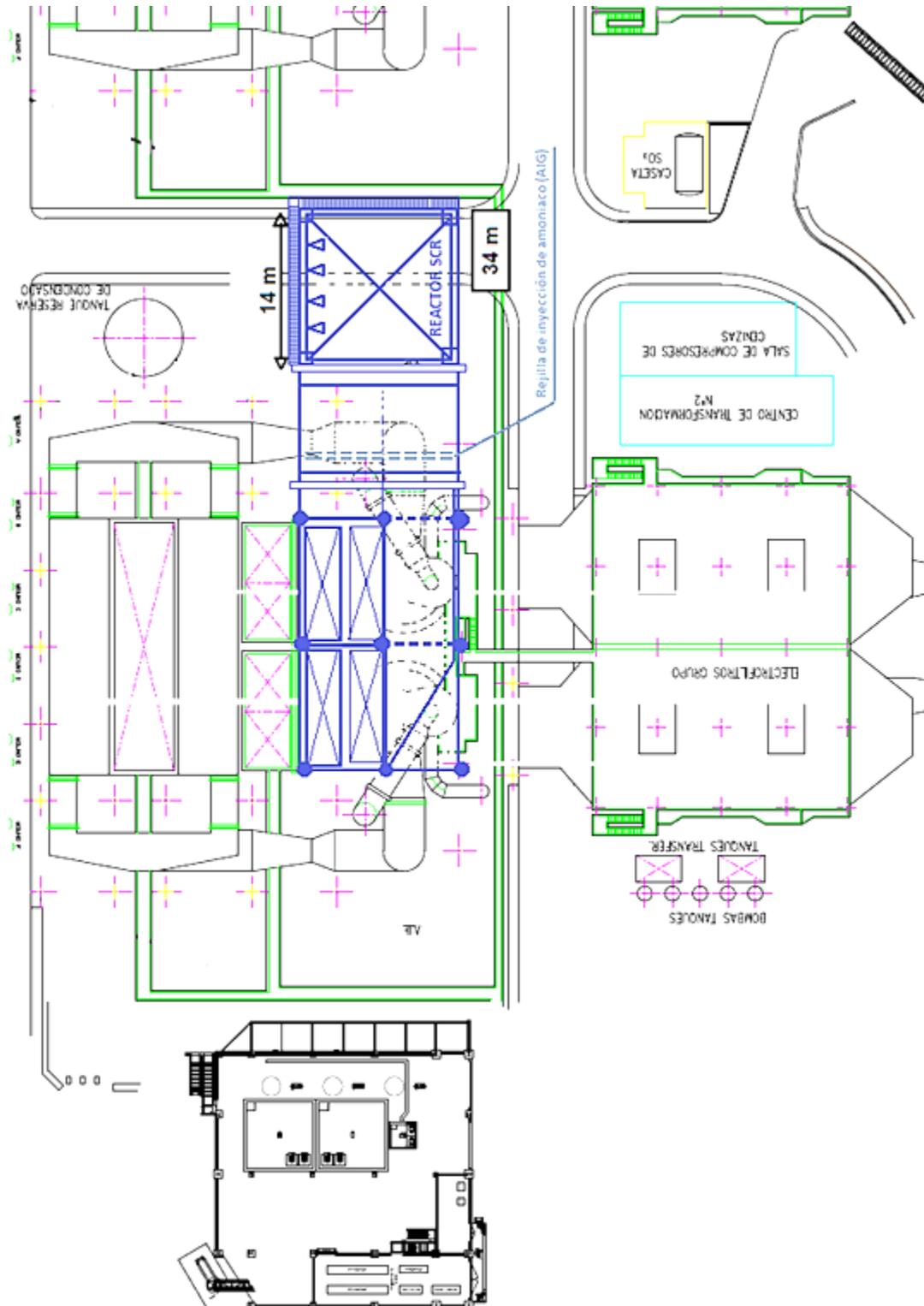


Figura 4.23 Lay out de la instalación

4.3.4 Representación en alzado del Lay-Out

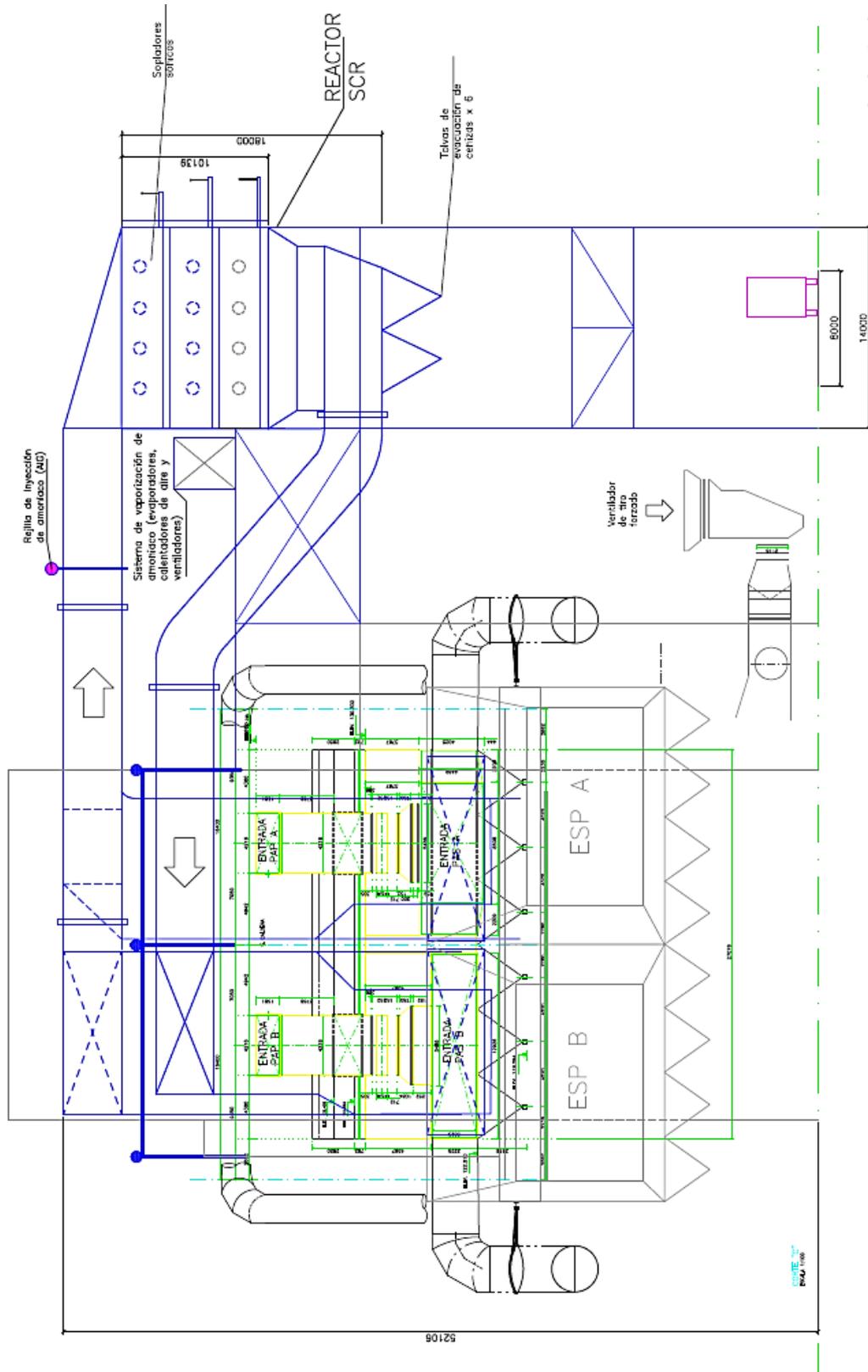


Figura 4.24 Alzado de la localización de los equipos

4.3.5 Descripción funcional P&ID evaporadores

El circuito de los evaporadores se compone de 2 conducciones básicas, la conducción del vapor auxiliar utilizado para el intercambio de calor y el de la disolución de amoníaco. En las siguientes líneas se describe de forma morfológica y funcional ambos circuitos.

- **Circuito de vapor**

La conducción del vapor se compone de tuberías con aislamiento térmico, para que el vapor en saturación pierda la mínima entalpía posible. En su camino hasta el evaporador aparecen varios elementos de control, como son un indicador de presión conectado al panel de control y otro de temperatura también conectado al panel. Antes de dividirse el caudal para abastecer a los evaporadores se instala un drenaje, normalmente cerrado, para casos de emergencia.

Una vez dividido el caudal, se colocan respectivamente una válvula de seguridad de todo/nada, junto a una válvula de control. Siempre se colocará esta aguas abajo de la válvula de corte, para que la instalación sea segura y en caso dado el corte de caudal sea lo más inmediato posible. En esta bifurcación también son aplicables elementos de control como un transmisor de presión locales y elementos transmisores de temperatura al panel de control. Llegado a la entrada del evaporador, se produce el intercambio como se describe en el apartado 4.2.5.

La válvula de control colocada antes de la entrada al evaporador tiene como misión el control del caudal necesario para la evaporación del amoníaco. Según sea la carga contaminante, y por tanto, la cantidad de reactivo necesario las necesidades de calor cambian, y con ellas la cantidad de vapor a emplear. Por ello, la válvula abre o cierra según la señal de contaminación que le llegue al control. Además, reduce la necesidad de una recirculación de vapor en el circuito de amoníaco, como se describe más adelante.

La salida del fluido en forma de condensado se produce por la parte inferior del evaporador, disposición que ayuda al drenaje del fluido. Su conducción al tanque de recuperación de condensado se realiza a través de una válvula de corte y otra anti retorno, la cual impide la recirculación al evaporador de los condensados. De ahí pasa al tanque, donde será almacenado para su posterior uso en el calentamiento del aire de dilución del reactivo.

- **Circuito de amoníaco**

La otra canalización fundamental es la de reactivo. Al igual que la canalización de vapor auxiliar, necesita de un control de presión y unos drenajes de seguridad.

Cuando llega la bifurcación se ha de proveer al sistema de un filtrado, para asegurar las condiciones necesarias del reactivo. A su vez, se debe asegurar el flujo correcto de

amoníaco a través del evaporador, de forma que el intercambio sea eficiente y la alimentación de reactivo la óptima para conseguir la reducción de contaminante necesaria, sin un escabullimiento de amoníaco excesivo. Esta acción es muy importante, por ello el elemento magnético de control se dobla, de forma que en caso de fallo, el control de la cantidad de reactivo que circula esté asegurada.

La regulación del caudal de amoníaco se lleva a cabo mediante válvulas de control, las cuales ajustan la cantidad de amoníaco a las necesidades de reducción de emisiones. Este control se realiza con una válvula diferente según el nivel de operación del sistema. Se cuenta con una válvula normalmente cerrada, para niveles de operación de hasta el 30% de la plena carga. De este valor en adelante, el control se realiza mediante una válvula de control de mayor capacidad.

Una válvula anti-retorno impide que el fluido circule en sentido inverso. Esta válvula se vuelve vital cuando se realiza la recirculación de vapor condensado por el circuito de amoníaco, ya que la aparición de vapor en el equipo de amoníaco puede causar daños debido a sus condiciones. Esta recirculación se lleva a cabo cuando la carga de contaminante es mínima, y por tanto, la cantidad de amoníaco a utilizar también lo es. Esta acción proporciona un aumento de caudal que ayuda a mantener la velocidad y el nivel de líquido dentro del evaporador.

La cantidad de condensado recirculado está controlado por una válvula de control. Asimismo, presenta un anti-retorno para que el amoníaco no invada la zona reservada para el condensado, pudiendo contaminar el resto del circuito. Los inconvenientes de la recirculación son la posibilidad de *flash** por cambio de térmico y el gasto de agua desmineralizada para usos menos comprometidos que los habituales. Su uso se limita a condiciones extremas.

A la salida del evaporador se proporciona una válvula de seguridad tarada a 5 bar, un transmisor de presión, y elementos y transmisores de temperatura para el control de las condiciones de salida del reactivo. La presión de entrada al mezclador debe ser baja (cercana a la del aire), esta condición permite una mejor mezcla de aire y amoníaco, de forma que la dilución final sea lo más homogénea posible.

La conducción del amoníaco en forma de vapor incluye un trazado eléctrico que proporciona calefacción para mantener la temperatura del amoníaco a lo largo de su circulación hasta los mezcladores con el aire de dilución.

Todos los evaporadores deben contar con un desagüe para casos de emergencia.

A parte de los circuitos presentes en diagrama de proceso, han de incluirse un sistema antiincendios y otro de agua desmineralizada para la limpieza de los equipos incluidos.

4.3.6 P&ID de los evaporadores de amoniaco

El diagrama de instrumentación y conductos desarrollado para los evaporadores, y descrito en el apartado 4.3.5, se muestra en la figura 4.25:

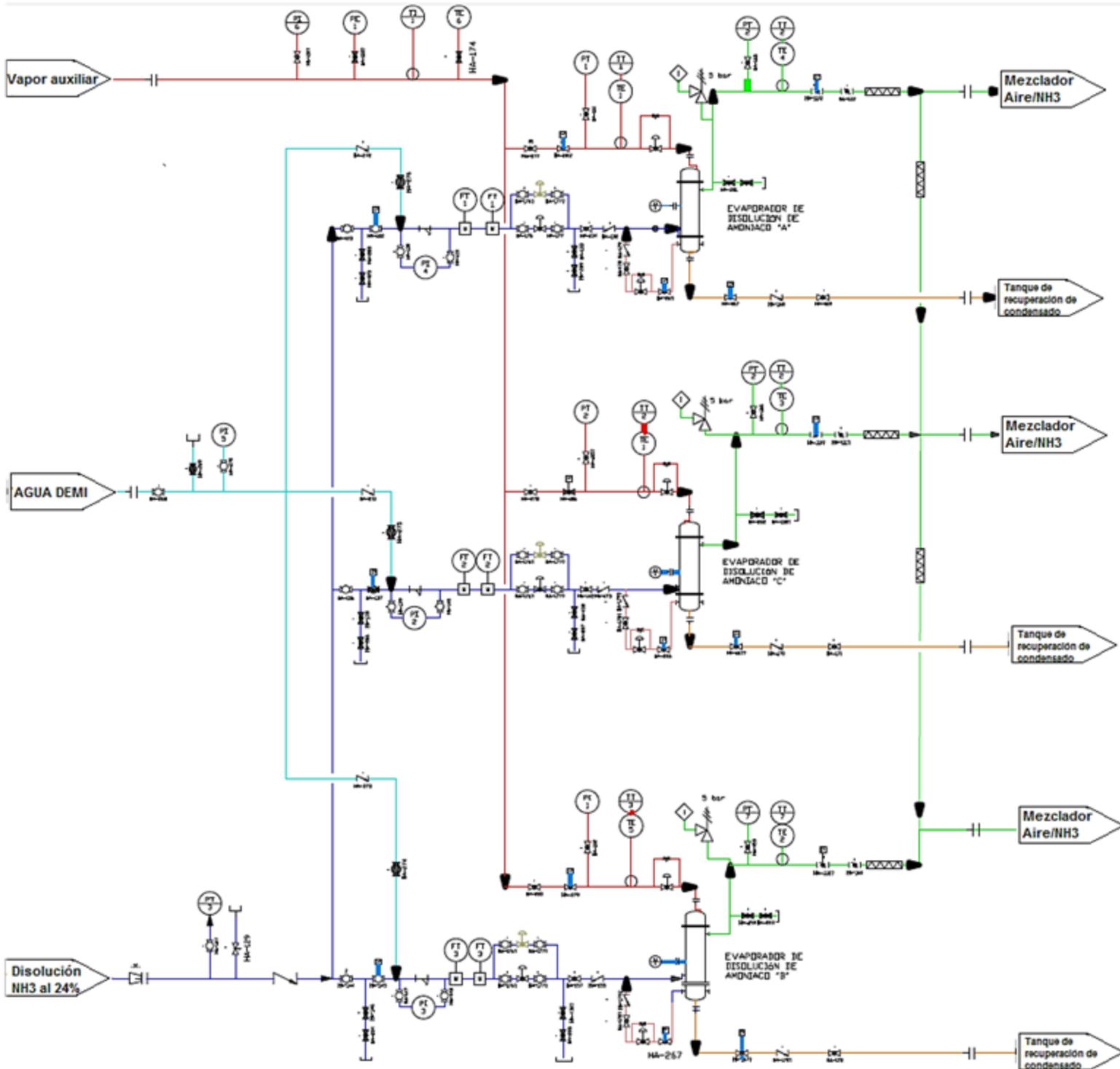


Figura 4.25 P&ID evaporadores de amoniaco

4.3.7 Descripción funcional P&ID calentadores de aire de dilución

En el caso de los calentadores de aire de dilución, se pueden contar tres circuitos principales. Este hecho se debe a que el diseño se ha optimizado con la introducción de unos precalentadores de aire que aprovechan el calor remanente en el condensado, tanto de los evaporadores de amoníaco como de los calentadores de aire. La optimización del sistema proporciona dos ventajas principalmente, el ahorro en extracción de vapor de proceso y el enfriamiento del condensado a temperaturas inferiores a las de generación de vapor *flash**. Los tres circuitos de los que se compone principalmente el proceso de los calentadores de aire son, el circuito de aire, el circuito de condensado y el de vapor auxiliar.

- Circuito de vapor auxiliar.

El vapor auxiliar se obtiene de la misma extracción del sobrecalentador que la utilizada para el vapor empleado en el evaporador de amoníaco. En su conducción hasta los calentadores de aire se controla la presión y la temperatura con la que circula, con transmisores conectados al panel de control y con elementos locales de temperatura. Por seguridad se coloca una válvula de corte neumáticamente pilotada.

Este control se repite una vez el vapor se ha bifurcado a las canalizaciones de cada uno de los calentadores. Asimismo, se incluye un control del caudal con un paso reducido variable. Este elemento controla que el caudal se ha repartido correctamente en la bifurcación, de forma que todos los equipos trabajen de manera homogénea.

El ajuste de las temperaturas de operación del calentador se realiza a través de una válvula de control (mayor caudal de fluido caliente, mayor temperatura tendrá el fluido frío a la salida), con un filtro en "Y". Esta válvula presenta un by-pass con válvula normalmente cerrada para reparación y/o mantenimiento del control.

A la salida del calentador de aire, el vapor condensado es conducido directamente al tanque de recuperación de condensado.

- Circuito de condensados

El vapor condensado en los evaporadores de amoníaco y en el calentador de aire, se almacena en un tanque a presión para recuperación de condensados. La instrumentación que incluye estos tanques es un transmisor de nivel conectado a la sala de control y un indicador de presión local (manómetro). Como control de seguridad se incluye una válvula tarada a 20 bar.

Con las condiciones de control establecidas en el tanque, el condensado se conduce al precalentador de aire.

Una vez finalizada su función en el equipo, el calentamiento del aire, el condensado subenfriado se conduce a unos tanques para el acondicionamiento para la reutilización del

agua desmineralizada de la que se compone el condensado, ya que este tipo de agua es muy costosa y su recuperación para nuevos procesos es muy recomendable.

En su canalización hasta dicho tanque, se controla la temperatura, tanto de forma local como con un transmisor conectado a la sala de control. Con ello puede valorarse la eficiencia del calentamiento y si el equipo de intercambio está trabajando correctamente. A su vez, debe controlarse la acidez del condensado, por si en su interacción previa con el amoníaco ha podido ser contaminada, con el peligro de daño a los equipos que eso conlleva. Su localización se debe a que en caso de contaminación, una vez realizadas las tareas de limpieza se pueda comprobar la eficacia de dicha operación en todos los equipos.

El nivel del tanque de condensado se controla a la salida del condensador, es decir, la válvula de control que regula el nivel de condensado en el tanque se coloca después del calentador de aire. Esta disposición se justifica con la operación del calentador. Éste debe trabajar con un caudal de condensado según el caudal de aire que circula. Como se indica posteriormente, la conducción de aire no está equipada con válvulas de control de caudal, por tanto, la cantidad de aire a calentar es siempre la misma. Por ello, el caudal de condensado en el calentador debe ser el mismo. La válvula de control debe tener más capacidad de caudal que el 100% de la operación del equipo, de forma que en caso de emergencia pueda gestionar el máximo caudal que puede canalizarse.

- Circuito de aire

El aire es el elemento principal de este equipo. Por ello, es sobre el que se ejerce un control más exhaustivo.

La conducción del aire comienza con su filtrado, de forma que se minimicen los daños que pueda ejercer a los equipos y que la transferencia de calor sea lo más eficiente posible. Una vez filtrado, el ventilador lo impulsa para darle la presión y velocidad requerida. Para controlar esta presión se incluye una instrumentación que incluye indicadores locales de presión, y transmisores conectados con la sala control. Dada la importancia de este control se doblan los equipos de instrumentación que cumplen esta misión. Con un anti retorno para que el flujo sea homogéneo.

Los caudales pueden conducirse por un equipo de intercambio de calor diferente, según necesidades o disponibilidad de los equipos. Esta distribución se controla mediante válvulas corte de mariposa pilotadas neumáticamente.

Una vez calentado el aire, primero pasando por el precalentado de aire y a continuación por el calentador, éste pasa a través de una junta de expansión que servirá de fusible en caso de accidente o fallo. Además, una válvula de corte cierra el flujo en caso de emergencia.

La instrumentación de control, una vez acondicionado el aire, es indispensable. Por esta razón se doblan los elementos instalados para este propósito. Entre ellos se incluye, un transmisor de presión, un elemento local de temperatura y un transmisor de temperatura conectado con el panel de control.

Parte de la conducción de salida de los calentadores se compone de tubos aislados, con la intención de que la pérdida de temperatura del aire sea mínima. En esta zona la canalización presenta un control de flujo mediante un transmisor conectado al panel de control. Al igual que el resto de la instrumentación a la salida del calentador, este control también se dobla. Es fundamental que el caudal de salida sea el correcto, ya que es el último punto de control antes del mezclador. La cantidad de aire debe estar ajustada a las necesidades de amoníaco, ya que la concentración de amoníaco (puro) debe ser inferior al 3% por seguridad del sistema ante explosiones. Además una concentración excesiva de amoníaco puede suponer un *slip* de amoníaco superior al permitido. Este hecho puede tener consecuencias catastróficas en los equipos aguas abajo, como en el reactor SCR o en los precalentadores de aire de combustión.

Finalmente, el aire se introduce en el mezclador de aire/NH₃. Este equipo tiene la misión de mezclar de forma homogénea el aire y la disolución de amoníaco, de forma que quede una dilución de amoníaco homogénea con una concentración de amoníaco de un 3% aproximadamente. La salida de este elemento lleva a la rejilla de inyección de amoníaco (AIG), donde la dilución se mezcla con los gases de combustión.

Todos los equipos fundamentales y su instrumentación, entre los que se incluyen: evaporadores, tanques de recuperación de amoníaco, ventiladores y calentadores de aire; tienen un sistema extra igual al de operación normal para casos de avería, emergencia, etc. El sistema SCR debe operar al mismo ritmo que el resto de elementos de la central, por lo que la inactividad de éste podría llevar a la parada de la producción. Esta es la razón por la que todos los equipos fundamentales tengan un elemento de reserva.

Esta condición tiene una salvedad, los mezcladores de aire/NH₃, los cuales son equipos estáticos cuya indisponibilidad es improbable.

***NOTA:** El vapor flash se genera debido a que el punto de saturación del agua varía de acuerdo a la presión. Por ejemplo, el punto de saturación del agua a presión atmosférica es de 100 °C, pero a 1.0 MPaG es de 184°C.

Así que, ocurre cuando el condensado que se mantiene bajo presión a 184 °C se libera a la atmósfera? El condensado contiene demasiada energía (entalpía) para permanecer solamente como líquido, por lo que una porción del condensado se evapora, ocasionando que la temperatura del condensado restante se reduzca a una presión de saturación (Ej., 100°C o si es descargado a la atmósfera). Este fenómeno se conoce como evaporación flash.

En otras palabras, cuando el condensado caliente es descargado a una presión menor, su entalpía (energía total) permanece constante, pero su punto de saturación (la temperatura a la cual el condensado puede existir tanto en estado líquido como gaseoso). Para compensar la cantidad excesiva de energía, parte de las moléculas del agua absorben el exceso de energía como calor latente y se evaporan en forma de vapor

4.3.8 P&ID de los calentadores de aire de dilución

El diagrama de instrumentación y conductos desarrollado para los calentadores de aire de dilución, y descrito en el apartado 4.3.7, se muestra en la figura 4.26:

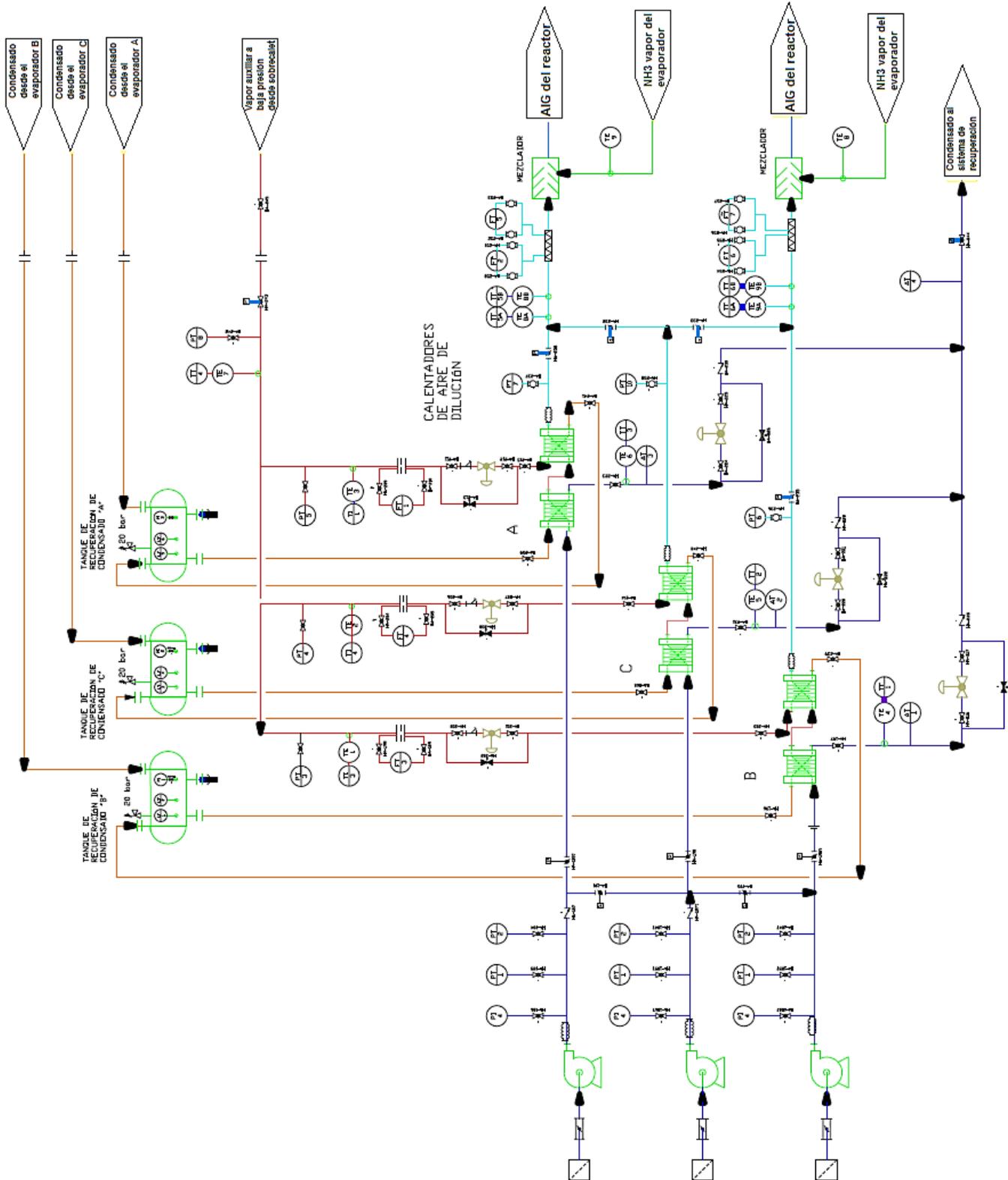


Figura 4.26 P&ID de calentadores de aire de dilución

5. Resultados

Una vez descritos los métodos de cálculo empleados para cada uno de los equipos a dimensionar se expondrán los resultados de los cálculos realizados.

5.1 Cálculo del reactor

Los datos de composición y propiedades del material seleccionado como principio activo del monolito de catalizador son los siguientes:

Tabla 5.1 Características del catalizador elegido [Fuente: Endesa]

Tipo de catalizador	HONEYCOMB	
Composición del catalizador		
V ₂ O ₅	≤ 1	% w
WO ₃	≤ 10	% w
TiO ₂	~ 80	% w
Instalación		
Configuración del sistema SCR	HIGH DUST (Alto en polvo)	
Número de reactores en el grupo	1	
Capas de catalizador	2 (+1)	
Volumen de catalizador	370,4	m ³
Superficie activa total	140790	m ²
Temperatura de diseño	385	°C
Temperatura min necesaria	312	°C
Actividad del catalizador esperada en suministro	~ 41.5	Nm/h
Actividad del catalizador esperada al final de vida	~ 29.0	Nm/h
Vida del catalizador	24.000	h
Elementos de catalizador		
Dimensiones de un elemento	148 x 148 x 1.150	mm
Nº de celdas por elemento	16 x 16	
Espesor medio	1,2	mm
<i>Pitch</i> nominal	9,2	mm
Superficie específica	380	m ² /m ³
Nº de elementos por capa	7896	

5.1.1 Catalizador

Basado en las propiedades del catalizador suministrado, las características dimensionales del catalizador se establecen en un **volumen de catalizador de 370,4 m³**.

La distribución de este catalizador se ha tomado como **2+1 capas** de catalizador, con una altura por capa de **1,1 m**. Dicha división por capas logra que las pérdidas de carga sean menores y que el soplado necesario para la limpieza de las cenizas y otros residuos depositados en el

catalizador. Como norma de buena práctica, se establece como límite superior para el dimensionado de la altura del catalizador un espesor de 1,5 m.

La distribución mencionada de 2+1 se establece según el espesor de capa obtenido, ya que cuanto más compacta sea la distribución de catalizador, menor será la pérdida de carga obtenida. Esta configuración se traduce en que el reactor se compone de dos capas de catalizador activas, y una tercera capa de reposición, sin llegar a instalar el catalizador, pero sí los soportes necesarios para su instalación.

Cada una de las capas tiene una **separación de 1,8 m**. Esta separación permite la instalación de compuertas de acceso a los operarios para facilitar las operaciones de mantenimiento, reparación o inspección del reactor. De esta forma el espesor total de cada capa de catalizador se establece en **2,87 m**.

El *pitch* de catalizador seleccionado es de **9,2 mm** con elementos **de 16 x 16 celdas**. Esta elección se establece como solución a los posibles problemas de pérdida de carga y obstrucción que puede ocasionar el hecho de que el combustible consumido por la planta tenga un alto porcentaje en ceniza. Esta decisión influye positivamente en las pérdidas de carga. Sin embargo, afecta negativamente a las dimensiones que debe tener el reactor. Estas se ven afectadas por la reducción del área de contacto entre catalizador y la mezcla gas/reactivo.

La elección del tipo constructivo de catalizador se basa en la compactación de su superficie activa. Los catalizadores de panal de abeja (*honeycomb*) se caracterizan por sus celdas compactas, lo que permite una mayor superficie de catalizador en un espacio más reducido. Debido a la elección del paso de celda comercial más grande disponible, se evitan los posibles problemas de pérdidas de carga y obstrucción; optimizando así el espacio disponible para el catalizador, lo que resulta una reducción de costes constructivos.

Se ha establecido un límite de *slip* de amoníaco de 2 ppmv. Dicha limitación ha afectado a la cuantificación del volumen de catalizador necesario según se muestra en el apartado 4.1.2.

5.1.2 Dimensionamiento del reactor

Para adaptar las dimensiones del catalizador a los soportes del reactor, se han dimensionado los límites de estos como un 15 % mayor que las dimensiones del catalizador. Esta suposición da como resultado un reactor con **200 m²** de planta, siendo la longitud de **14,1 m** por cada dimensión.

La altura total del reactor, teniendo en cuenta el espaciado entre capas de reactor y los conductos de entrada y salida es de 18 m. A esta altura hay que añadirle la longitud de la tolva de cenizas en su parte inferior.

La cota a la que se encontrará el conjunto es de 52 m teniendo en cuenta la posición elegida para el reactor.

La velocidad que deben tener los gases a su llegada a los conductos de entrada es de unos 18 m/s.

5.2 Sistemas de almacenaje, acondicionamiento y transporte de reactivo

Cada reactor dispondrá de su sistema independiente de preparación de amoníaco consistente en:

- Equipos de regulación y control de la dosificación de amoníaco.
- Sistema de vaporización de amoníaco por medio de vaporizadores de vapor, 2x100%. Tipo evaporador: Carcasa y tubo. Capacidad transferencia por evaporador: 450 kW; Caudal vapor: 859 kg/h (auxiliar 10 bar); Temperatura salida amoníaco vaporizado: 130°C (140°C de diseño).
- Sistema de dilución de amoníaco vapor con ventiladores (2x100%) y calentadores por vapor (2x100%). Potencia motor por ventilador: 20 kW; Caudal aire Test Block ventilador: 10.870 kg/h. Salto de presión Test Block: 1125 mmca. Transferencia calor por calentador de vapor: 208 kW. Caudal de vapor: 174 kg/h (auxiliar 10 bar). Temperatura salida aire: 130°C (140°C de diseño).
- Mezcladores aire con amoníaco vaporizado (2x100%). Para la mezcla es necesario que la máxima concentración amoníaco en dilución: 3%. Este aspecto ha repercutido en el dimensionamiento de los calentadores de aire.
- Sistema de inyección de mezcla amoníaco vapor-aire con tuberías aisladas y trazadas hasta la AIG (Ammonia Injection Grid).

Estos equipos se instalarán cerca de las AIG, ente las salidas de las calderas y los reactores SCR, para minimizar el recorrido de las tuberías de amoníaco vapor. Para ello se ha considerado también su suministro en *skids* que agrupan equipos, tuberías y válvulas, como se describe en el apartado 4.3.2.

5.2.1 Consumo de amoníaco

Según las condiciones descritas en el apartado 4.2.3, la realización de los cálculos en la hoja de cálculo mostrada en el ANEXO 3, dan como resultado un consumo de amoníaco para la operación a **Plena Carga** de la caldera de 1253 kg/h. Este número será redondeado a **1265 kg/h** para el dimensionamiento de los equipos de acondicionamiento y transporte del reactivo.

Dicho consumo se reduce a **628 kg/h** para la operación a **Mínimo Técnico** de la caldera.

La recarga de tanques se hará con camiones-cisterna de capacidad aproximada de 25 m³. Con un consumo estimado de amoniaco de 33.73 m³ para el grupo funcionando a plena carga durante un día, se necesitarían 1.35 cisternas por día.

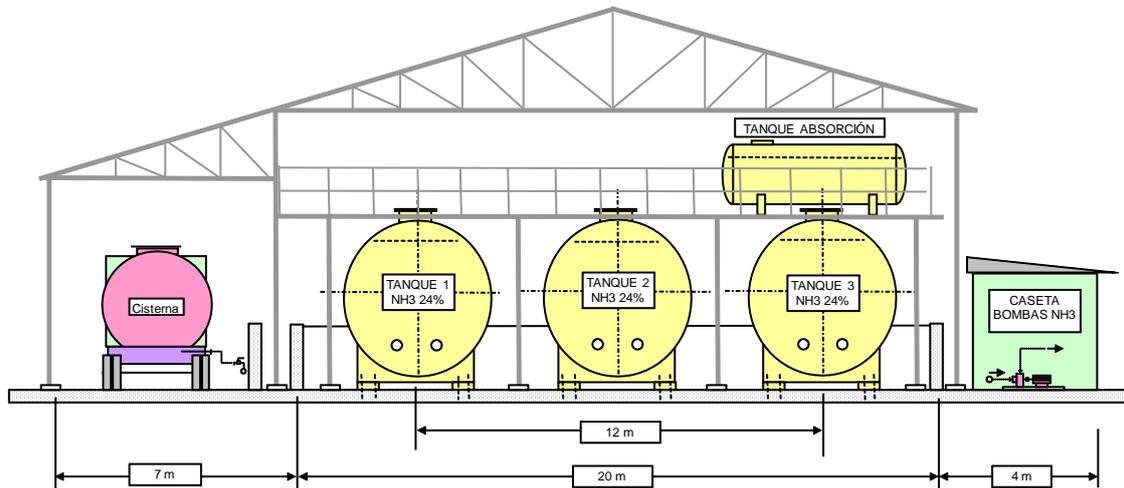


Figura 5.1 Disposición de los distintos equipos de almacenamiento y transporte del reactivo

5.2.2 Dimensionamiento del almacenaje de amoniaco

Según los cálculos incluidos en el Anexo 3, la capacidad total necesaria para el grupo operando a plena carga 7 días sería de 234 m³. Esta capacidad supone margen para operar el grupo con funcionamiento de carga habitual en más de 2 semanas.

Con lo anterior se consideran el siguiente tanque:

- 1 tanque horizontal de 257 m³ (útiles)
- Diámetro de tanques: 4.3 m
- Longitud cilíndrica: 18,5 m
- Material de tanques: inox.

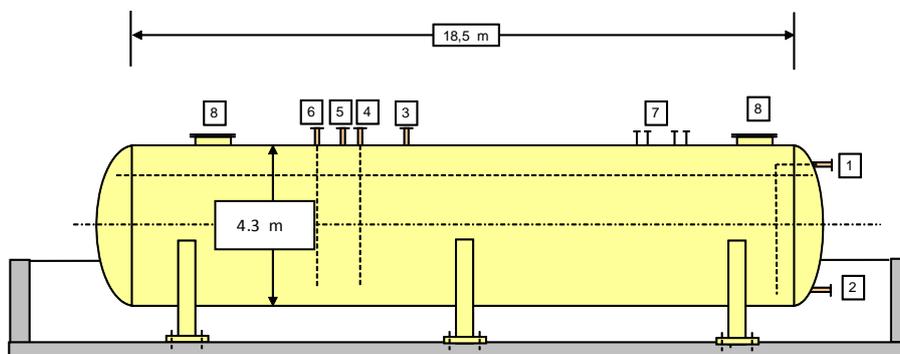


Figura 5.2 Tanque de almacenamiento de amoniaco

Los tanques son atmosféricos, y su venteo se conduce a un tanque de absorción común con agua para evitar olores de los vapores que pudieran provenir de los tanques.

Los tanques se instalarán en cubeto común con cubierta y laterales abiertos, con todas las medidas de seguridad que impone la normativa. Anexo a los tanques se situaría el muelle de descarga de cisternas. Ver como muestra la figura 5.1.

Para impulsar el NH₃ al SCR de la caldera se considera la instalación de una bomba de alimentación en un grupo de bombeo con una en reserva. Esto permite un rango amplio de funcionamiento según el régimen de operación. Las bombas se instalarán en una caseta próxima a los tanques de almacenamiento. Tanto las bombas como las tuberías, válvulas y accesorios del sistema de NH₃ hasta los SCR son de material inoxidable debido a lo corrosivo del NH₃ 24%.

Cada caldera tiene su correspondiente válvula de control de NH₃ que regula la cantidad inyectada según el caudal de gases de salida de caldera, y NO_x de entrada y salida de SCR.

5.2.3 Evaporadores de amoníaco

El sistema de vaporización de amoníaco por medio de evaporadores de vapor, se ha establecido en una configuración 2x100%, es decir, trabajan dos evaporadores que se reparten a partes iguales el reactivo, operando a 100% de su capacidad a Plena Carga. Se incluye un tercer evaporador de reserva para casos de mantenimiento, reparación o accidente. Esta configuración es necesaria debido a las limitaciones de espacio en la zona adjudicada para el emplazamiento de estos equipos. Como se describe en el apartado 4.2.5, los evaporadores son de tipo Carcasa y tubo.

La capacidad transferencia de diseño por evaporador: 450 kW; Caudal vapor: 1717 kg/h (auxiliar 10 bar); Temperatura salida amoníaco vaporizado: 140°C.

Las dimensiones de cada evaporador se establecen en la siguiente tabla:

Tabla 5.2 Características constructivas de los evaporadores

Características		
Longitud de tubos	1,82 (72")	m
Diámetro de carcasa	0,25	m
Nº de tubos	79	
Diámetro de tubos	19,1 (3/4")	mm
Espesor de tubos	1,65	mm
Paso de tubos	23,8	mm
Nº de baffles	7	
Material de los tubos	ASTM A240 316 L	Acero inox.
Material de carcasa y baffles	ASTM A249 316 L	Acero inox.

Caudal de diseño por los tubos	0,239	kg/s
Caudal de diseño. por la carcasa	0,176	kg/s
Superficie de intercambio	8,24	m ²
Peso	227	kg
Longitud total	2,2	m
Espesor de aislamiento	150	mm

Las dimensiones presentadas son el estándar de elementos más cercano a los cálculos analíticos realizados, es decir, es la composición de un intercambiador con geometría estandarizada con los valores más aproximados a los obtenidos en el cálculo.

La elección de los tubos no es un tema azaroso. Las características de los tubos son las que mejor se ajustan a las necesidades del intercambiador. El diámetro de tubo es el mínimo para que circule de manera eficiente tanto el vapor como el condensado a través de éste, de forma que no se produce una excesiva pérdida de carga y se optimiza el material, ya que es el diámetro que menor área de intercambio requiere. Mientras que su longitud es estándar [28].

Por otro lado, el espesor de los tubos también tiene su justificación. Se ha seleccionado un Sch.5s (1,65 mm). Este espesor permite aguantar la presiones de 20 bar, y permite una transferencia de calor buena debido a la pequeña resistencia por conducción. Estos tubos soportan presiones de unos 100 bar a las temperaturas de trabajo.

El material ha sido elegido teniendo en cuenta las características de los fluidos de intercambio. Estos entran limpios al evaporador, sin embargo, las temperaturas y las fases en las que se encuentran pueden llevar a la posible corrosión de los materiales constructivos del intercambiador. Por ello, se ha elegido un acero inoxidable

Las características de los tubos son las siguientes:

Tabla 5.3 Características de los tubos

Característica		
OD del tubo	19,05	mm
Estándar de espesor	16 BWG (sch 5s)	
Espesor	1,65	mm
Longitud	1,82 (72'')	m
Material	ASTM A249 316L	
Presión máxima (200°C)	116	bar
Temperatura media metal	158	°C

Fuentes: <http://en.tfortinox.com/pdf/GuiaAcerosInoxidables.pdf>
http://www.tubesupplyinternational.co.uk/downloads/TSI_Brochure.pdf

Las características de operación, según el nivel de carga que se aplique a la caldera son las siguientes:

Tabla 5.4 Características de operación a Plena Carga

Característica			
Fluido	Amoniaco	Vapor	
Caudal másico	0,175	0,239	kg/s
Temperatura entrada	5	180	°C
Temperatura de salida	140	180	°C
Presión	2	10	bar
Velocidad media	3,2	1,5	m/s
Pérdida de carga	41439,15	493,26	Pa
Potencia intercambiada	446050,5		W
Coeficiente global de transf	1103		W/ m ² K

Tabla 5.5 Características de operación a Mínimo Técnico

Característica			
Fluido	Amoniaco	Vapor	
Caudal másico	0,078	0,105	kg/s
Temperatura entrada	5	180	°C
Temperatura de salida	140	180	°C
Presión	2	10	bar
Velocidad media	1,16	0,64	m/s
Pérdida de carga	9259,82	83,55	Pa
Potencia intercambiada	212579,5		W
Coeficiente global de transf	391,28		W/ m ² K

El vapor empleado en esta aplicación se extrae del sobrecalentador. Sus condiciones deben ser adaptadas, por lo que se colocan unas válvulas de regulación de la presión, obteniendo a su salida un vapor a 10 bar. La temperatura del vapor va descendiendo tanto por la pérdida de presión como por las pérdidas térmicas a través de las conducciones. Este vapor llega a la entrada del evaporador en condiciones de saturación a la presión requerida (180°C y 10 bar).

Ha de notarse que, en la resolución del sub-intercambiador en el que se realiza principalmente la transferencia de calor y el cambio de fase de ambos fluidos, se ha observado una modificación de los coeficientes de transferencia de calor de cada uno en función del título de vapor. Como dicho título cambia para ambos fluidos, se ha comprobado la tendencia de estas diferencias. Dicha tendencia es parecida en ambos fluidos, pero en sentidos distintos en cada uno, es decir, a medida que uno se evapora, el otro se condensa. Esta tendencia es al alza, ya que ambos fluidos tienen títulos de vapor similares a lo largo de la geometría. Para estimar la transferencia de calor en este caso, se ha tomado un valor medio que pueda hacer significativo todo el rango de títulos de vapor.

Como comprobación a los resultados obtenidos se han desarrollado simulaciones de diseño en el programa CHEMCAD. Los resultados de estas simulaciones se adjuntan en el ANEXO 5.

5.2.4 Calentadores de aire de dilución

El sistema de dilución de amoníaco vapor se compone de ventiladores (2x100%) y calentadores por vapor (2x100%). La potencia que debe desarrollar el motor por ventiladores es de 20 kW. El caudal aire que pasa por el Test Block ventilador: 10.874 kg/h, con un salto de presión Test Block de 1125 mmca. Transferencia calor por calentador de vapor: 685 kW. Caudal de vapor: 348 kg/h (auxiliar 10-11 bar). Temperatura salida aire: 140°C.

La disposición de los equipos se basa en la optimización de los recursos disponibles. En este caso, el recurso disponible es el condensado proveniente del evaporador de amoníaco y el condensado generado en el calentamiento del aire. Para conseguir este objetivo de optimización los equipos se han dispuesto tal y como se muestra en la figura.

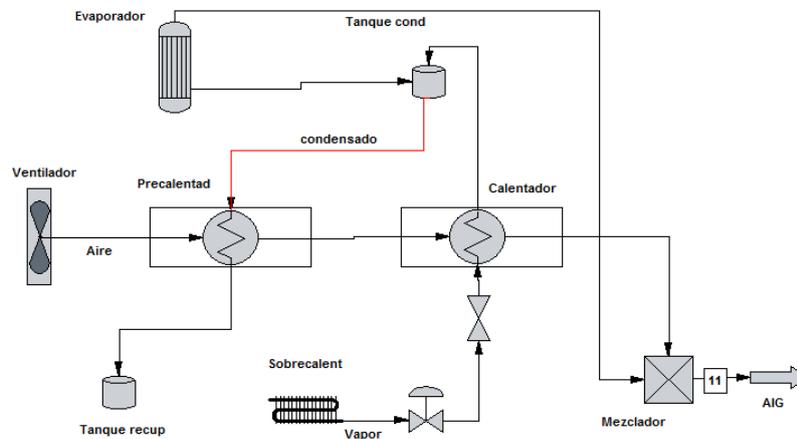


Figura 5.3 Esquema de disposición de calentadores de aire [Fuente: CHEMCAD]

Las dimensiones de cada evaporador se establecen en la siguiente tabla:

Tabla 5.6 Características constructivas del calentador

Características		
Longitud de carcasa	2	m
Ancho de carcasa	0,8	m
Nº de tubos	40	
Diámetro de tubos	26,7 (1")	mm
Espesor de tubos	2,87	mm
Paso de tubos	58	mm
Material de los tubos	ASTM A240 316 L	Acero inox.
Material de carcasa	Acero al Carbono	
Caudal de diseño por los tubos	0,048	kg/s
Caudal de diseño por la carcasa	1,515	kg/s
Superficie de intercambio	64,7	m ²
Peso	395	kg
Espesor de aislamiento	150	mm

La elección de los tubos no es un tema azaroso. Las características de los tubos son las que mejor se ajustan a las necesidades del intercambiador. El diámetro de tubos se ajusta a las necesidades del fluido, ya que se encuentra condensado, es decir, en estado líquido en la mayor parte de su recorrido a través del calentador. Esta condición modifica las propiedades de viscosidad y densidad del fluido, y con ellas las necesidades del fluido para atravesar los tubos.

Por otro lado, el espesor de los tubos también tiene su justificación. Se ha seleccionado un Sch.40 (2.87 mm). Este espesor permite aguantar las presiones de 20 bar. Además el hecho de presentar aletas soldadas hace necesaria una mayor base de asentamiento tanto para la aleta como para la soldadura. Estos tubos soportan presiones de unos 200 bar a las temperaturas de trabajo.

El material ha sido elegido teniendo en cuenta las características de los fluidos de intercambio. Estos entran limpios al evaporador, sin embargo, las temperaturas y las fases en las que se encuentran pueden llevar a la posible corrosión de los materiales constructivos del intercambiador. Por ello, se ha elegido un acero inoxidable.

En el caso de las aletas, la elección viene determinada por el ahorro en costes que supone tener un acero de precio inferior en la zona en la que las condiciones del fluido no son tan exigentes. Es el caso del aire, el cual llega filtrado al calentador. Esto supone un ahorro en costes de mantenimiento, aunque sea necesario el uso del ventilador.

Las características de los tubos son las siguientes:

Tabla 5.7 Características de los tubos

Característica		
OD del tubo	26,7	mm
Estándar de espesor	12 BWG (sch 40)	
Espesor	2,87	mm
Longitud (activa)	2 (1,829 (72''))	m
Material	ASTM A249 316L	
Presión máxima (200°C)	195	bar
Longitud de aletas	10	mm
Espesor de aletas	0,4	mm
Nº de aletas por m	354	Aletas/m
Material de aletas	Acero al Carbono	

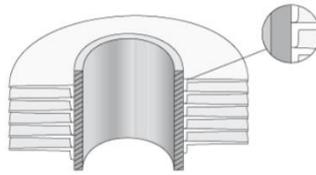


Figura 5.4 Muestra de tubo aleteado [Fuente: <http://www.aircofin.nl/es>]

Las características de operación, según el nivel de carga que se aplique a la caldera son las siguientes:

Tabla 5.8 Características de operación a Plena Carga

Característica			
Fluido	Aire	Vapor	
Caudal másico	1,51	0,048	kg/s
Temperatura entrada	76,9	180	°C
Temperatura de salida	140	180	°C
Presión	0,1	10	bar
Velocidad media	30	0,4	m/s
Potencia intercambiada	97228,5		W
Coeficiente global de transf	20,6		W/ m ² K

Tabla 5.9 Características de operación a Mínimo Técnico

Característica			
Fluido	Aire	Vapor	
Caudal másico	0,669	0.022	kg/s
Temperatura entrada	76,9	180	°C
Temperatura de salida	140	180	°C
Presión	0,1	10	bar
Velocidad media	13	0,2	m/s
Potencia intercambiada	43065		W
Coeficiente global de transf	16,49		W/ m ² K

En el caso del precalentador de aire, las características constructivas son las mismas. El cambio radica en las condiciones de operación y en la geometría, la cual varía debido al modo de operación. Las tablas 5.10, 5.11 y 5.12 muestran las características del precalentador de aire. Como se ha citado anteriormente, este dispositivo permite el aprovechamiento del calor remanente del condensado, aumentando la eficiencia térmica del conjunto del equipo y produciendo un ahorro en el consumo de vapor auxiliar extraído del ciclo térmico.

Tabla 5.10 Características constructivas del precalentador

Características		
Longitud de carcasa	1,5	m
Ancho de carcasa	0,8	m
Nº de tubos	60	
Diámetro de tubos	26,7 (1")	mm
Espesor de tubos	2,87	mm
Paso de tubos	58	mm
Material de los tubos	ASTM A240 316 L	Acero inox.
Material de carcasa	Acero al Carbono	Acero al C
Caudal de diseño por los tubos	1,52	kg/s
Caudal de diseño por la carcasa	0,29	kg/s
Superficie de intercambio	64	m ²
Peso	500	kg
Espesor de aislamiento	150	mm

Tabla 5.11 Características de operación a Plena Carga

Característica			
Fluido	Aire	Vapor	
Caudal másico	1,51	0,287	kg/s
Temperatura entrada	5	180	°C
Temperatura de salida	76,9	90	°C
Presión	0,1	10	bar
Velocidad media	36	0,09	m/s
Potencia intercambiada	109927,7		W
Coefficiente global de transf	22,12		W/ m ² K

Tabla 5.12 Características de operación a Mínimo Técnico

Característica			
Fluido	Aire	Vapor	
Caudal másico	0,669	0,127	kg/s
Temperatura entrada	5	180	°C
Temperatura de salida	76,9	90	°C
Presión	0,1	10	bar
Velocidad media	6	0,4	m/s
Potencia intercambiada	48686,7		W
Coefficiente global de transf	16,3		W/ m ² K

Al igual que para el cálculo de los evaporadores, las propiedades de los fluidos a las diferentes temperaturas y presiones de trabajo han sido obtenidas del módulo QT Pro de la aplicación informática para diseño y análisis de centrales térmicas y sus componentes *THERMOFLOW*.

Como comprobación a los resultados obtenidos se han desarrollado simulaciones de diseño en el programa CHEMCAD. Los resultados de estas simulaciones se adjuntan en el ANEXO 7.

5.3 Influencia del equipo a instalar en los equipos existentes

La colocación del sistema SCR en medio del flujo de salida de gases produce un efecto negativo en algunos de los equipos auxiliares de la caldera. Este es el caso de los precalentadores de aire de combustión y del ventilador de tiro inducido. Dichos efectos son descritos y cuantificados bajo estas líneas.

5.3.1 Situación actual en los equipos afectados por el SCR

La situación actual del circuito aguas abajo de la caldera, es decir, para los precalentadores de aire de combustión y del ventilador de tiro inducido que impulsa los gases, es la siguiente:

Hipótesis:

- Situación con fugas en Precalentadores PAP controladas
- Plena carga con O₂ en chimenea 8,8 % (s/h)
- O₂ entrada VTI 8,6 %
- Consumo de carbón: 171 t/h (alto % carbón local)

Todas las hipótesis provienen de pruebas realizadas en el año 2013 con la instrumentación específica para los diferentes valores asumidos. Se toma como hipótesis, ya que puede haber alteraciones de resultados desde la realización de estas pruebas, por desgastes y condiciones.

Por cálculo de combustión se determina el caudal de gases para las condiciones anteriores:

- 1.577.592 m³N/h
- 2.065.367 kg/h

Temperatura de gases entrada VTI: 142°C

Caudal real de gases entrada VTI: 321 m³/s

Se determinan las fugas totales PAS + PAP por cálculo de combustión:

- Caudal aire de combustión para O₂ gases 3,8 %: 1.566 t/h (equivalente a cero fugas)
- Caudal aire calculado para O₂ en gases 7,7 %: 1.954 t/h
- Por diferencia se calculan Fugas de aire totales a los gases : 529 t/h

Suponemos reparto de aire combustión 21% primario y 79 % secundario, es decir los caudales de aire entrando a PAP y PAS cero fugas serían:

- Aire entrada PAP: 477,88 t/h
- Aire entrada PAS: 1460,05 t/h

Las fugas calculadas del PAS son del 15 % (habitual en Rothemuhle PAS) resulta:

- Fuga de los PAS: 208,5 t/h
- Fuga de los PAP: 320,5 t/h, fuga del 67,066 %, es decir, las fugas son el 67,06% del caudal del aire de entrada

Estas fugas se han calculado a partir del balance de materia y energía expuesto en el ANEXO 1.

Las características de operación de los ventiladores de tiro inducido actuales se resumen en:

Tabla 5.13 características del ventilador de tiro inducido

Temp gas entrada VTI	134	°C
Presión impulsión VTI	+20	mmcda
Presión aspiración VTI	-340	mmcda
Salto de presión	360 (3964)	mmcda(Nm/Kg)
Densidad normal del gas	1,329	kg/m ³
Densidad real del gas	0,89	kg/m ³
Rendimiento	68	%
Potencia al eje ventilador	1700	KW

5.3.2 Cálculo validez VTI con SCR

Para calcular el nuevo punto de trabajo (TB) del VTI para vencer la pérdida de carga de caldera + SCR se considera las siguientes hipótesis:

- 220 mmcda de pérdida de carga por SCR + 15% de margen253 mmcda
- Aumento de pérdida de carga en PA por ensuciamiento (ABS)50 mmcda
- 366 mmcda de salto de presión + 15% de margen.....420 mmcda
- Salto total del VTI en situación de TB.....723 mmcda
- Caudal de gases 372 m³/s + 10%.....410 m³/s

➤ Verificación de validez del VTI a plena carga

Se verifica seguidamente la validez del VTI a plena carga según las curvas características y datos de diseño siguientes:

Tabla 5.14 Salto de presión para entrada en curvas a MCR

Salto de presión para nuevo Test Block (TB)	
Salto presión en Nm/kg	$\Delta P = \frac{0,98 \cdot 10000 \cdot \Delta P(\text{en mmcda})}{\rho}$
Densidad normal:	1,33 kg/m ³ N
Densidad real a 135°C:	0,89 kg/m ³
Salto de presión	723 mmcda
Salto presión en Nm/kg	7961 Nm/kg

Entrando en curvas se comprueba que el punto de TB está dentro de zona de operación del VTI actual, pero cerca del límite de estabilidad. Para este estudio se debe suponer VTI nuevos.

Cálculo del motor:

- Con rendimiento del VTI 80%.....Peje= 410 x 723 / 80 = 3705 kW
- Con rendimiento de VTI según curvas, 88%.....Peje= 410x723/88= 3369 kW

Motor actual: 2900 kW.

Con las hipótesis anteriores de nuevo TB para los VTI debido a la instalación de SCR, no valdrían los motores actuales de VTI.

➤ **Verificación de validez del VTI a mínimo técnico (182 MW)**

Se verifica seguidamente la validez del VTI a mínimo técnico según las curvas características y datos de diseño siguientes:

Se seleccionan las Pruebas en el grupo en año 2011, ya que para analizar estabilidad a mínimo técnico la situación más desfavorable para bombeo es la de mínimo caudal:

Plena carga con O₂ en chimenea 10,84 %

- P.impuls. VTI.....0 mmcdca
- P.Asp. VTI..... - 145 mmcdca
- Salto de presión 145 mmcdca
- Temp. Gas.....114 °C
- Caudal por VTI..... 560.000 Nm³/h, equivalentes a unos 220 m³/s real
- Consumo VTI..... 790 kW

Tabla 5.15 salto de presión para curvas a Mínimo Técnico

Salto de presión para nuevo Test Block (TB)	
Salto presión en Nm/kg	$\Delta P = \frac{0,98 \cdot 10000 \cdot \Delta P(\text{en mmcdca})}{\rho}$
Densidad normal:	1,33 kg/m ³ N
Densidad real a 135°C:	0,93 kg/m ³
Salto de presión	282 mmcdca
Salto presión en Nm/kg	2971 Nm/kg

Para calcular el VTI operando con caldera + SCR a mínimo técnico se considera:

Si hay 200 mmcdca a plena carga en SCR, a mínimo técnico resulta unos 100 mmcdca por relación cuadrática de velocidades (añadí algo más).

- 100 mmcdca de pérdida de carga de gases por SCR + 15% de margen: 115 mmcdca
- 145 mmcdca de salto de presión caldera+ 15% de margen: 167 mmcdca
- Salto total del VTI en situación de TB: 282 mmcdca
- Caudal de gases 220 m³/s: 220 m³/s (no añade margen ya que es más conservador)

Salto presión en Nm/kg = 0,98 x 10000 x 0,282 / 0,93 = 2971 Nm/kg

Entrando en curvas se comprueba que el punto de operación está dentro de zona de operación segura del VTI actual. Si las curvas características de los VTI actuales son fiables, a mínimo técnico los VTI podrían valer para instalación de los SCR.

Los datos de pérdida de carga empleados en estos cálculos son una aproximación realizada de modificaciones en otras centrales similares a las realizadas en este proyecto, con características similares a las del objeto de estudio.

En el ANEXO 8 se representa los nuevos puntos de funcionamiento con caldera + SCR para Test Block y mínimo técnico.

5.3.3 Influencia de los SCR en precalentadores aire

Una de las reacciones no deseadas del sistema de reducción catalítica selectiva es la oxidación del SO₂ de los gases en SO₃, lo que favorece que en los precalentadores de aire puedan incrementarse los fenómenos de corrosión y ensuciamiento. Este fenómeno aparece fundamentalmente en las cestas inferiores de los precalentadores regenerativos, por lo que habitualmente se recomienda instalar cestas esmaltadas para protegerlas de esa corrosión.

Los aspectos que favorecen una elevada concentración de SO₃ a la salida del SCR son:

- Elevada concentración de SO₂ a la entrada SCR. En el caso del objeto de estudio esta concentración aumenta especialmente cuando se utilizan mezclas de alto % de coque.
- Elevada temperatura entrada SCR.
- La formación de SO₃ favorece una mayor posibilidad de reacción con el NH₃, utilizado para reducir NO_x, y de esta forma obtener bisulfato amónico y en menor medida sulfato amónico. El bisulfato amónico es una sal altamente corrosiva, y se deposita fácilmente en las cestas del precalentador y en el catalizador del SCR taponando sus centros activos. Por lo tanto, es importante asegurar el buen funcionamiento del sistema actual de soplado de precalentadores para evitar tales deposiciones.
- Los precalentadores actuales ya cuentan con medidas para evitar la corrosión y ensuciamiento de las cestas inferiores de los precalentadores, en concreto instalación de cestas esmaltadas. Por lo tanto, para este estudio no se considera necesario aplicar medidas adicionales de protección de cestas en los precalentadores de aire.
- Es probable tener que lavar los precalentadores con mayor frecuencia que en la actualidad. Se estima que al menos se deberá lavar una vez por año con el grupo parado. Se deberá de revisar la capacidad de la planta de tratamiento de aguas para retener los compuestos amoniacales que puedan presentarse en las aguas de lavado.

En cualquier caso, se debe diseñar el material del catalizador para baja conversión SO₂ a SO₃ (por ejemplo con una mayor cantidad de WO₃ en su composición), y realizar pruebas en planta que permitan determinar de forma más precisa la concentración actual de SO₃ y SO₂ a la entrada del SCR (salida caldera).

5.4 Planificación del proyecto

Se ha realizado una planificación preliminar de los plazos de ejecución de cada una de las tareas necesarias para ejecutar este proyecto, incluyendo tareas de ingeniería, suministro, obra civil, montaje y puesta en marcha.

Se estima que la ingeniería de detalle de este proyecto conllevaría un trabajo cercano a los 10 meses. Estos trabajos incluyen el diseño de los equipos de forma detallada, la localización y distribución de todos los equipos, y la realización de todos los planos necesarios para el entendimiento y ejecución de las diferentes tareas a realizar, incluyendo diagramas de proceso, planos de montaje, diagramas de canalización e instrumentación, etc.

Según se van diseñando equipos, puede irse dando la orden de su fabricación; no teniendo que esperar al final del desarrollo de la ingeniería para comenzar con la manufactura y montaje de ciertos elementos.

Una vez se para el grupo para realizar la obra, es decir, cuando los equipos y elementos a construir y/o modificar están disponibles para ser manipulados, pueden realizarse algunas tareas en paralelo. Por ejemplo, la ingeniería para la modificación de los ventiladores y precalentadores de aire podría realizarse mientras se realiza parte de la obra civil del reactor (cimentaciones), su montaje puede solaparse con los montajes de ventiladores. El montaje del sistema SCR se estima en 3 meses.

Una vez está todo montado se realiza la puesta marcha y las pruebas. Este proceso incluye una auditoría por parte del cliente, en la que se examina que los trabajos han sido realizados correctamente y que se cumplen las garantías de operación que se han asegurado en la oferta técnica.

Los datos de tiempos y las posibilidades de actividades en paralelo han tomado como fuente la experiencia interna de Endesa.

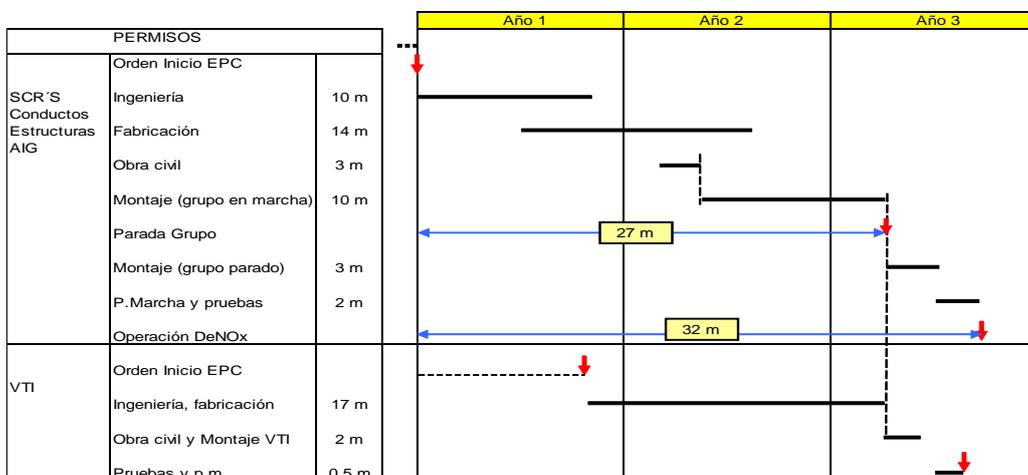


Figura 5.5 Diagrama de Gant preliminar (esquemático)

5.5 Presupuesto

La tabla muestra el desglose de las inversiones valoradas como MULTICONTRATO. No incluyen contingencias, ingeniería de la propiedad, TREI, gastos generales del EPC, permisos, etc.

El presupuesto estimado para este proyecto se estructura de tal manera que queden definidas las fronteras de asignación de presupuesto a cada uno de los departamentos de la empresa contratista. Esta división ayuda a la comprensión del peso que tiene cada uno de los suministros al precio final del proyecto, lo que puede ayudar a valorar los ajustes a realizar en el caso de que se produzcan desviaciones del presupuesto a lo largo del desarrollo y ejecución del proyecto.

El desglose del suministro se realiza según los equipos a suministrar por cada uno de los proveedores que participan en la ejecución de proyectos similares al desarrollado.

El sistema de reducción de NO_x ha sido evaluado según los precios de trabajos realizados en plantas similares a la utilizada como objeto de estudio. Esta base ha servido para la estimación para precios de montaje, en los que la influencia de la curva de la experiencia es importante, y donde las desviaciones en la planificación por imprevistos repercuten en el número de horas empleadas en los trabajos de ejecución, y con ello en el precio final del proyecto. Esta experiencia ayuda a tener previstas las posibles desviaciones de presupuesto.

La ingeniería contemplada se limita a la ingeniería de detalle y a la gestión del proyecto, en la que se incluye la supervisión de obra, la resolución de imprevistos surgidos a lo largo de la ejecución (tanto de suministro como de montaje), la organización y asignación de tareas de ejecución de obra y la supervisión de la puesta en marcha, pruebas y ajustes del sistema SCR.

Los precios unitarios facilitados por Endesa para el año 2013 sobre la ingeniería se muestran en la tabla 5.16:

Tabla 5.16 Precios unitarios de trabajos de ingeniería [Fuente: Endesa]

Puesto	Precio unitario	
Director de proyecto	98	€/h
Ingeniero Superior Senior (experiencia > 5años)	80	€/h
Ingeniero Superior Junior (experiencia < 5años)	58	€/h
Ingeniero Técnico Senior (experiencia > 5años)	60	€/h
Ingeniero Técnico Junior (experiencia < 5años)	50	€/h
Delineante proyectista	45	€/h

Los trabajos de ingeniería citados se realizarán a lo largo de un año, con una cantidad de integrantes de equipo variable a lo largo del desarrollo y ejecución del proyecto. En paralelo a la ingeniería de detalle se realiza la elaboración y tramitación del proyecto de ejecución, cuya duración se estima en 270 días.

El departamento de obra civil de Endesa estima que el suministro y montaje de las estructuras y soportes en las que se incluyen cimentaciones y toda la estructura de acero de soporte de los equipos, se valora con un coste de 6€/kg. La estimación del precio por peso se realiza porque suministro y montaje son realizados por el mismo contratista y la compañía los contrata como un conjunto, con lo que puede ser variable el tiempo de instalación sin que esto afecte al precio, siendo el tiempo estimado de la realización de obra civil de 75 días para las cimentaciones del SCR y de 142 días para el montaje del reto de la estructura. Siendo los pesos de cada uno de los elementos: 867.800 kg para la estructura metálica, 20.400 kg de cimentación (suponiendo una equivalencia proporcional del hormigón a la estructura metálica) y 165.100 kg para la obra civil concerniente a equipos auxiliares del sistema. Dentro de estos tiempos y pesos se incluye la edificación de las zonas de vaporización y almacenamiento de amoniaco.

En el alcance de suministro se han incluido los equipos básicos para el correcto funcionamiento del sistema completo, algunos de los elementos son fungibles por lo que han de ser tenidos en cuenta dentro de los posibles gastos de operación, también denominado OPEX. El alcance puede dividirse en los siguientes aspectos:

- ✓ **Alcance mecánico.** Los equipos básicos, cuya acción es directa sobre el sistema SCR se incluyen en esta división.

El elemento fundamental del alcance mecánico, para que el sistema puede actuar, es el reactor; centro neurálgico de toda la actividad del sistema y lugar donde se produce la reacción química en la que se basa esta tecnología. El alcance de este suministro incluye toda la estructura de soporte de los catalizadores (la concerniente al propio reactor, ya que la sustentación forma parte del suministro de obra civil), el recubrimiento metálico que protege del ambiente al catalizador y todos los elementos de operación y manipulación de los catalizadores. Entre ellos pueden citarse: los carros de soporte y sujeción del catalizador, los raíles internos para el movimiento de los mismos, las compuertas de entrada y salida del reactor, las compuertas de acceso a los operarios para mantenimiento (*man holes*). El contratista presupuesta todos estos elementos en su conjunto, como un *pack* indispensable para el sistema con las dimensiones de reactor expresadas en el apartado 5.1.2.

Los catalizadores son el elemento principal del reactor y la razón de ser del mismo. La composición y tecnología empleada para su fabricación son dos factores que hacen que su precio sea muy elevado. El precio no es estándar, pero sabiendo las características necesarias para el reactor de la aplicación propia puede realizarse una estimación bastante aproximada del coste. En este caso un catalizador *Honeycomb*, con un paso de 9,2 mm y una composición de V₂O₅ cercana al 1 % tiene un precio por unidad de volumen de catalizador de unos 8400 €/m³. Hay que tener en cuenta que este es uno de los equipos fungibles del sistema, por ello, y aunque su sustitución se proyecta a largo plazo, debe incluirse su desgaste dentro de los costes de operación.

Los conductos de gases son otro elemento que presupuesta el contratista como conjunto con todos los elementos auxiliares que se incluyen en su interior o frontera para el funcionamiento del sistema. El alcance incluye dos tramos horizontales de 40 metros de longitud de un conducto con una sección de 14m x 4 m de 6 mm de espesor, los tramos entre equipos (reactor, precalentador de aire y salida del economizador), los codos de conexión con los equipos, los elementos de orientación (alabes) del gas, las juntas de expansión utilizadas como fungible en casos de sobre presión y las compuertas que regulan el paso de gases a través de los conductos y la entrada al reactor SCR.

El sistema de limpieza se compone de cuatro sistemas de sopladores de vapor que inyectan vapor a presión a los catalizadores, para la eliminación de cenizas y otros residuos generados en la reacción; las lanzas extensibles y el voladizo de soporte. La valoración de cada uno de los sistemas de sopladores se valora en 160.500 €/equipo

El sistema de almacenamiento se compone del tanque de almacenamiento de reactivo, su instrumentación y las conexiones con el resto de equipos. El fabricante pone precio al conjunto del equipo, siendo el precio presupuestado el que se muestra en la tabla 5.18.

Los suministros adicionales e interferencias incluyen todos los soportes estructurales y mecánicos necesarios para la ejecución del proyecto de manera correcta, es decir, todas las compuertas, soportes y juntas a instalar a parte de los necesarios para completar los conductos de gases. Además incluye todos los soportes mecánicos necesarios para la resolución de interferencias con la estructura de la caldera original.

El aislamiento de reactor y conductos se compone de dos capas de recubrimiento de 100 mm cada una con una de ellas compuesta por lana mineral, material microporoso y fibra cerámica, cuya conductividad a la temperatura de paso de los gases es de 0,06 W/m K, que aísla térmicamente estos elementos para que la pérdida de temperatura de los gases sea mínima y se mantenga la eficiencia de la reducción de NO_x. El precio unitario de este aislamiento de unos 125 €/m². Este aislamiento debe cubrir los cerca de 3900 m² que componen la superficie de conductos y reactor.

El sistema de vaporización incluye en su alcance los equipos evaporadores de amoníaco (se incluyen 3, dos para operación habitual y uno de reserva), el ventilador de aire de dilución, los sistemas de calentamiento de aire de dilución (se incluyen 3, con la misma disposición que los evaporadores), mezcladores estáticos de amoníaco/aire (se incluyen 2, sin reserva por ser equipo estático) y un sistema de rejillas de inyección de amoníaco. Se estima que cada sistema de evaporadores y calentamiento de aire tiene un coste de unos 100.000 €, el sistema de mezclado unos 78.000€ y los sistemas de inyección de amoníaco 100.000 €.

- ✓ **Equipos complementarios.** La sustitución de algunos equipos no es imprescindible, sin embargo, la introducción del sistema SCR hace que su rendimiento disminuya. Por ello, y aprovechando la parada programada para las obras de instalación de los equipos para el SCR se sustituirán. Se modificaran los precalentadores de aire primarios y se mejoraran los ventiladores de tiro inducido, siendo dos el número de equipos a sustituir de cada uno de ellos, siendo la cuantía total de las modificaciones la que se incluye en la tabla 5.18.

- ✓ **Sistema de Instrumentación y control, y sistema eléctrico.** El alcance de instrumentación y control para la aplicación desarrollada en este proyecto incluye el conjunto de válvulas de control y seguridad (tanto neumáticas como electrónicas) que afecten a los equipos instalados, así como la instrumentación para indicación, transmisión y verificación de valores de los diferentes parámetros a controlar en el sistema (temperatura, presión, caudal, nivel de llenado, etc.). Por otro lado se incluye toda la instalación eléctrica necesaria para el funcionamiento de estos equipos y para todos aquellos alimentados con energía eléctrica. El coste de estos equipos ha sido presupuestado en conjunto e incluyendo la mano de obra de su instalación; ya que ambos, alcance y montaje, pueden ser variables según avanza la ejecución de obra. El personal que de media trabaja en este montaje es de unas 60 personas.

- ✓ **Montaje.** El presupuesto dedicado a mano de obra para montaje de un proyecto como este puede llegar al 60% de la inversión realizada. Este coste incluye diferentes tipos de mano de obra, entre los que se incluyen:
 - 10 Jefes de equipo.
 - 90 Oficiales de primera caldereros.
 - 30 Oficiales de primera tuberos.
 - 25 Oficiales de primera soldadores tig.
 - 60 Oficiales de primera soldadores con electrodo
 - 20 Oficiales de primera ajustador
 - 45 Oficiales de primera montador

Esta estimación no es del todo precisa, ya que la cantidad de trabajadores necesarios en cada etapa de la obra es diferente. En este caso se presenta la máxima carga de trabajo. De estos equipos de trabajo, el 80 % del personal y/o tiempo de trabajo se emplean en el montaje del reactor y los conductos. Por otro lado, el 2% se emplea para el montaje de los sistemas de vaporización e inyección de reactivo. Para la instalación del almacenamiento y su canalización se emplea el 3,5 % de los recursos. Finalmente, para los equipos complementarios se emplea el 14,5 % restante.

A estos recursos se le debe sumar la parte destinada al montaje del aislamiento de toda la instalación formado por un equipo de unas 60 personas en el momento de mayor carga de trabajo.

La actividad de los diferentes gremios dentro de la obra es muy variable según avanza la ejecución, ya que en obra se producen muchas modificaciones de ejecución. Por ello, no se puede realizar una estimación estricta de los tiempos que trabajarán cada uno de ellos. Se realiza una estimación del precio del conjunto de los trabajos que se deben realizar en cada uno de los equipo a instalar o modificar.

La mayor carga se adjudica al montaje de conductos y reactor, ya que son los equipos de mayor envergadura del proyecto, como se ha podido observa en el desarrollo. El coste de montaje de estos respecto a los demás equipos estriba en que la mayoría de los demás sistemas montados llegan de taller con un pre-montaje realizado, lo cual disminuye de manera notable la carga de trabajo, en obra, que requieren.

Al margen de la inversión inicial, este sistema tiene implícito unos costes de operación definidos, tanto de consumo de ciertos agentes como de desgaste y mantenimiento de algunos elementos fungibles. Es el caso del reactivo o del catalizador, cuyos costes de operación hacen que la rentabilidad de la producción disminuya, sin ningún beneficio implícito en ellos más que el de poder operar. Los costes de operación desglosados según los diferentes consumibles que emplean los equipos para su funcionamiento, para la operación a plena carga, pueden consultarse en la tabla 5.16. El precio unitario de cada elemento data de 2011.

La ejecución de este proyecto no proporciona ningún beneficio en la producción al productor, ni un ahorro, por lo que la rentabilidad de este proyecto es difícil de cuantificar. De lo único que se beneficia la empresa, en este caso, es en el hecho de poder producir sin sanciones. Es más, con la nueva directiva, la consecuencia del incumplimiento de los límites que establece no podría ser cuantificada con multas, ya que tendría como consecuencia la parada inmediata de la producción.

Por tanto, la obligatoriedad de las medidas a tomar con este proyecto hace que la única recompensa que se recibe por su ejecución es poder continuar con la actividad que se llevaba a cabo hasta ahora, produciendo energía.

Tabla 5.17 Costes de operación del sistema [Fuente: Endesa]

SCR	Consumo horario por unidad a MCR			factor anual de consumo	Consumo diferencial anual	unidades de medida	Coste de la unidad (€)	Coste de operación (€/año)
	nuevo	actual	diferencia					
Disolución de amoniaco (24,9 %)	1,27	0	1,27	75%	11081	t	125	1.038.881,25 €
Consumo eléctrico en MWh (excepto ventilador)	0,35	0	0,35	75%	3066	MWh	35	80.482,50 €
Consumo eléctrico en MWh del ventilador	0,79	0,37	0,43	60%	3732	MWh	35	78.366,96 €
Vapor, en GJ equivalentes	4,66	0	4,66	75%	40822	GJ	2,6	79.602,12 €
Catalizador m3	--	--	--	--	35,7	m3	8400	300.000,00 €
TOTAL								1.577.332,83 €

*NOTA: El coste de vapor ha sido calculado considerando una extracción de vapor a 10-11 bar a 360°C del ciclo, dando una pérdida en la producción de electricidad de 0.073 MWh/GJ

Tabla 5.18 Presupuesto de ejecución del proyecto

PRESUPUESTO	Por grupo		Fuente
Sistema DeNOx. Equipos principales			
Suministro Reactor SCR	2.261.350	€	Contratista
Catalizadores	3.287.760	€	Fabricante
Suministro Conductos de gases	3.395.800	€	Contratista
Sistema limpieza de Reactores SCR	642.000	€	Proveedor
Sistema almacenamiento (tanque y tubería)	995.100	€	Contratista
Suministros mecánicos adicionales e interferencias	468.250	€	Contratista
Suministro aislamiento térmico Reactores y conductos	979.200	€	Fabricante
Suministro Sistema Vaporización amoníaco	878.000	€	Proveedor
Sistema de recogida y transporte de cenizas	393.000	€	Contratista
Equipos complementarios			
Suministro sustitución Precalentadores de Aire Primario	2.214.450	€	Fabricante
Suministro modificaciones en ventiladores de tiro inducido	4.000.000	€	Fabricante
Estructura y obra civil			
Estructuras y Plataformas (suministro y montaje)	5.206.700	€	Dpto. O.Civil
Obra Civil cimentaciones (suministro y montaje)	122.450	€	Dpto. O.Civil
Obra Civil Sistema Almacenamiento	991.000	€	Dpto. O.Civil
I&Cy Eléctrico			
Suministro y montaje equipos de control I&C	595.650	€	Dpto. Eléctrico
Suministro y montaje equipos eléctricos	257.320	€	Dpto. Eléctrico
Montaje			
Montaje Mecánico Reactores + Conductos	8.146.390	€	Exp. Endesa
Montaje Sistema Vaporización amoníaco+ AIG	200.000	€	Exp. Endesa
Montaje Sistema Almacenamiento	348.300	€	Exp. Endesa
Montaje PAP	1.291.300	€	Exp. Endesa
Ingeniería			
Ingeniería mecánica	1.134.200	€	Est. Endesa
Ingeniería Obra Civil	251.450	€	Est. Endesa
Ingeniería Eléctrica e I&C	49.650	€	Est. Endesa
Puesta en marcha, Pruebas, ajuste Sistema SCR	576.000	€	Est. Endesa
TOTAL por grupo (no incluye impuestos)	38.685.320	€	

6. Conclusiones

La conclusión más importante a sacar del proyecto, al margen de su desarrollo, es que la inversión a realizar en una central térmica de carbón, para la adaptación a una normativa de emisiones como la DEI 2010/75/UE, es muy grande. Dicha inversión llega a estar por encima del 10 % del coste total de la central. Estos costes deben atribuirse al gran desarrollo de ingeniería que precisa y las dimensiones que tienen un proyecto de este tipo, tanto en espacio como en tiempo y capital.

Por ello, el planteamiento de ejecución de un proyecto de tal envergadura debe ser analizado y meditado con mucha atención, ya que puede llevar a la pérdida de la rentabilidad de la central y/o suponer una recuperación de la inversión a muy largo plazo.

A raíz del estudio realizado y de los resultados obtenidos, se puede observar que el sistema SCR es el método de reducción de óxidos de nitrógeno más eficaz, alcanzando un descenso de hasta el 90 % en las emisiones. Es el único que puede cumplir con una reducción drástica por sí solo, sin la combinación con otras medidas de reducción complementarias.

El presente proyecto se concluye con los objetivos cumplidos de definir los requisitos aplicables al suministro necesario para adaptar los límites de emisiones en la central elegida como objeto de estudio a los establecidos por la nueva directiva 2010/75/UE

La ingeniería básica de los principales equipos para la operación de los sistemas descritos se ha desarrollado con el dimensionamiento de los sistemas de almacenaje y vaporización de reactivo. También, se ha dimensionado el reactor, centro de toda la actividad del sistema desarrollado. Siendo los resultados obtenidos una aproximación bastante precisa de las necesidades reales, siendo necesarios estudios posteriores como CFD.

Con el análisis de la influencia en los equipos existentes del sistema a implementar, para la evaluación de su validez en las operaciones futuras, se ha concluido que los ventiladores de tiro inducido apenas llegan a las condiciones necesarias para la operación, y que su sustitución sería conveniente. Respecto a los precalentadores de aire primario, su sustitución no es imprescindible, pero dadas las grandes fugas que presentan, es una buena oportunidad de mejora de estos equipos.

Finalmente, de la planificación preliminar del proyecto puede concluirse que el desarrollo de la ingeniería y la ejecución del mismo pueden alargarse a los 30 meses, de los cuales son 3 en los que el grupo queda fuera de servicio. Además, el desarrollo de la ingeniería puede llevar el mismo tiempo o más que la fabricación y montaje de la estructura y los equipos necesarios para el funcionamiento del sistema.

7. Posibles desarrollos futuros

Para completar el desarrollo de ingeniería de los sistemas necesarios para alcanzar los objetivos para los que han sido concebidos, se deben realizar algunos desarrollos más, los cuales han quedado fuera del alcance de este proyecto.

Dichos desarrollos incluyen la realización de las siguientes actividades:

- Dimensionamiento del sistema de mezclado e inyección de amoníaco.
- Cálculo de las pérdidas de carga que supone las nuevas canalizaciones de gases y vapor.
- Desarrollo del plan de manejo de los catalizadores (pautas y parámetros dependientes incluidos en el ANEXO 9).
- Es habitual instalar en el conducto de gases de entrada al SCR, y aguas abajo de las lanzas de inyección, elementos de homogeneización de flujo que sirven para asegurar el adecuado reparto de amoníaco en el flujo de gases. Estos elementos producen una pérdida de carga indeseable pero son casi siempre indispensables para la tecnología de los SCR. En este tipo de proyectos siempre se realiza un estudio fluido-dinámico CFD para predecir y definir el diseño del sistema de inyección de NH₃ y las formas de los conductos de gases. Su objetivo final sería:
 - ✓ Asegurar la reducción de NO_x con el mínimo consumo de NH₃.
 - ✓ Minimizar la pérdida de carga en gases
 - ✓ Minimizar la erosión en los catalizadores (vida)
 - ✓ Asegurar el *slip* de NH₃ garantizado.

Como desarrollo a largo plazo puede incluirse el estudio y valoración de nuevas tecnologías de catalización de la reacción química en la que se basa el sistema. La inyección del amoníaco líquido pulverizado es el avance que se espera a corto plazo. Tecnologías como la fotocatalisis son las principales vías de investigación, las cuales pueden suponer el siguiente paso revolucionario en la reducción de NO_x dentro de las instalaciones aplicables a este proyecto.

8. Bibliografía

- [1] Página Web Ministerio de Medio Ambiente, *Marco legislativo de la Prevención y el Control Integrados de la Contaminación, IPPC* <http://www.magrama.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/medio-ambiente-industrial/prevencion-y-control-integrados-de-la-contaminacion-ippc/ippc.aspx>
- [2] Página Web Ministerio de la Presidencia, *DEI 2010/75/UE*, Dic. 2010 <https://www.boe.es/buscar/doc.php?id=DOUE-L-2010-82362>
- [3] José Pernas García, Profesor titular de Derecho administrativo, Universidade da Coruña. “*La transposición de la directiva de emisiones industriales y su incidencia en la ley 16/2002 de prevención y control integrados de la contaminación*” ISSN:1989-5666 NIPO:721-13-001-5J <http://www.actualidadjuridicaambiental.com/wp-content/uploads/2013/06/PERNASGARCIA.pdf>
- [4] R.K. Rajput. *Power System Engineering*. 1ª Ed. Laxmi Publications LTD. 2006
- [5] Ramón M. Mujal Rosas. *Tecnología eléctrica*. 2ª Ed. Edicions UPC, 2000
- [6] W. H. Severns; H.E. Degler; J.C. Miles. *La producción de energía mediante el vapor de agua, el aire y los gases*. Edición en español. Editorial Reverté, 2007
- [7] P. Jayarama Reddy. *Clean Coal Technologies for Power Generation*. Francis & Taylor Group LLC. 2013
- [8] Paul Breeze; *Power Generation Technologies*. 1ª Ed. Editorial Elsevier, 2005
- [9] Paul Breeze; *Power Generation Technologies*. 2ª Ed. Editorial Elsevier, 2014
- [10] Combustion Engineering Inc, *COMBUSTION fossil power*, Asea Brown Boveri, 1991
- [11] Pedro Fernandez Díez, *Centrales Térmicas*, Edición Online, Cantabria 2009. <http://es.pfernandezdiez.es/?pageID=22>
- [12] Antonio Lecuona Neumann, *Apuntes de la asignatura Ingeniería Ambiental, 5º Ingeniería Industrial-Cap.1I*, Dpto. De Ingeniería Térmica y de Fluidos, UC3M, Nov. 2004,
- [13] The Babcock & Wilcox Company, J.B. Kitto; S.C. Stultz, *STEAM, its generation and use*. 41ª Ed. Babcock & Wilcox Company 2005
- [14] Isaac Asencio Cegarra, *Reducción catalítica selectiva de óxidos de nitrógeno empleando zeolitas intercambiadas como catalizador*. Tesis Doctoral por la Universidad de Castilla la Mancha, Ciudad Real 2002.

<https://ruidera.uclm.es/xmlui/bitstream/handle/10578/985/252%20Retenci%C3%B3n%20catal%C3%ADtica.pdf?sequence=1>

- [15] Daniel C. Mussatti, *Doc. EPA 42/B-02-002 Sec. 4 Controles de NO_x*, U.S. Environmental Protection Agency. Oct 2000
- [16] *Selective Catalytic Reduction for NO_x Control on Coal-fired Boilers, Draft Report*, preparado para U.S. Environmental Protection Agency por The Cadmus Group, Inc., Bechtel Power Corporation, y Science Applications International Corporation. Mayo de 1998.
- [17] Pio Forzatti, *Present Status and perspectives in DeNO_x SCR catalysis*, Elsevier Science B.V. Elsevier 2001
- [18] V.I. Pârvulescu, P. Grange, B. Delmon; *Catalytic Removal of NO*, Elsevier Science B.V. 1998
- [19] Chyi-Tsong Chen, Wei-Lun Tan; *Mathematical modeling, optimal design and control of an SCR reactor for NO_x removal*, Elsevier Science B.V. 2011
- [20] Jinwen Chen; Hong Yang; Neil Wang; Zbigniew Ring; Tadeusz Dabros; *Mathematical modeling of monolith catalysts and reactors for gas phase reactions*. Elsevier Science B.V. 2008
- [21] Alessandra Beretta; Nicola Usberti, Luca Lietti, Pio forzatti, Miriam Di Blasi, andrea Morandi, Cristiana La Marca ; *Modeling of the SCR reactor for coal-fired power plants: Impact of NH₃ inhibition on Hg⁰ oxidation*. Elsevier Science B.V. 2014
- [22] Scot Pritchard, Chris DiFrancesco (Cormetech Inc.); Shoko Kaneko, Norihisa Kobayashi, Kohei Suyama, Kozo Iida (Mitsubishi Heavy Industries, Ltd.); *Optimizing SCR Catalyst Design and Performance for Coal-Fired Boilers* Edición online Mayo 1995.
<http://www.cormetech.com/brochures/OptimizingSCRcatalystDesignPerformanceCoalFiredBoilers.pdf>
- [23] Frank P. Incropera; Theodore L. Bergman; Adrienne S. Lavine; David P. Dewitt; *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. 7ª Edición. John Wiley & Sons- 2011
- [24] M.k. Dobson, J.P. Wattlelet, JC Chato; *ACRC TR-42 Optimal sizing of Two-Phase Heat Exchangers* –junio 1993
http://www.researchgate.net/publication/32963253_Optimal_Sizing_of_Two-Phase_Heat_Exchangers
- [25] John G. Collier; John R. Thome. *Convective Boiling and Condensation*. 3ª Edición Oxford University Press Inc., 2001
- [26] Estefanía Fernández Martínez; *PFC-Diseño y análisis operativo de un aerocondensador para una planta solar térmica de 50 MW*. Ingeniería Industrial, Dpto. de Ingeniería Térmica y de Fluidos. Universidad Carlos III de Madrid. 2012



[27] José Roberto Esquivel Elizondo. *Tesis-Evaluación Económica Preliminar de Plantas Químicas Usando Aspen Icarus Process Evaluator 2004.2*, Departamento de Ingeniería Química y Alimentos. Universidad de las Américas Puebla 2007

[28] Página web de Standard-XChange

http://www.standard-xchange.com/Tools/Library/Upload/Project20/0092_0308_Shell_Tube_104_74Spanish_V2_031313.pdf

[29] Domingo Santana Santana, *Apuntes de la asignatura Sistemas Térmicos, 4º Ingeniería Industrial*, Dpto. De Ingeniería Térmica y de Fluidos, UC3M,

[30] Pedro Fernandez Díez, *Ingeniería Térmica y de Fluidos*, Edición Online, Cantabria 2009.
<http://es.pfernandezdiez.es/?pageID=22>

9. Anexos

ANEXO 1-Balances de Materia

Balance de materia a Plena Carga

Los datos de partida con los que se han contado son los siguientes:

CARBÓN		Peso	%	
DATOS				
60,8	C	55,5	%	
2,2	H	2,0	%	
1,0	N	0,9	%	
1,9	S	1,7	%	
2,6	O	2,4	%	
	Humedad	8,65	%	
31,6	Cenizas	28,9	%	
PCS		5085		
PCI		4933		
Oxígeno salida caldera		3,8	%	humeda
Oxígeno salida PAP		11	%	seca
Oxígeno salida PAS			%	Desconocido
Temperatura gas entrada PAP		388	°C	
Temperatura gas salida PAP		132	°C	
Temperatura gas entrada PAS		385	°C	
Temperatura gas salida PAS		135	°C	
Temperatura aire entrada PAP		37	°C	
Temperatura aire salida PAP		329	°C	
Temperatura aire entrada PAS		33	°C	
Temperatura aire salida PAS		359	°C	
Temperatura entrada VTI		142	°C	
Temperatura salida VTI		147	°C	
Oxígeno salida VTI		8,6	%	seca
NO salida VTI		320	ppmv	seca
CO salida VTI		20	ppmv	seca
Inquemados en cenizas volantes		7,6	%	
Inquemados en escorias		7,6	%	
Proporción cenizas-escorias		85	%	
Caudal de carbón		171	t/h	
Potencia bruta		350	MW	
Temperatura entrada molino		261,42		
% PAP vs atemp		76,8		
		0,768		

Los resultados de los cálculos, siguiendo los cálculos descritos a continuación, son los siguientes:

Moles/100g		Estequiométrico		Salida caldera		salida PAP		salida PAS		salida VTI	
CO2	4,6	4,43	4,43	4,43	4,43	4,43	4,43	4,43	4,43	4,43	4,43
H2O	2,0	1,83	1,92	1,92	2,23	2,23	2,23	2,23	2,23	2,23	2,08
NO	0,1	0,0125127	0,012512683	0,012512683	0,01251268	0,01251268	0,01251268	0,01251268	0,01251268	0,01251268	0,01251268
NO2	0,1	0,0007	0,0007	0,0007	0,0007	0,0007	0,0007	0,0007	0,0007	0,0007	0,0007
SO2	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
CO	0,5	0,000782043	0,000782043	0,000782043	0,00078204	0,00078204	0,00078204	0,00078204	0,00078204	0,00078204	0,00078204
O2		0	1,16	1,16	5,34	5,34	5,34	5,34	5,34	5,34	3,36
N2		18,33	22,65	22,65	38,23	38,23	38,23	38,23	38,23	38,23	30,87
Ar		0,22	0,28	0,28	0,47	0,47	0,47	0,47	0,47	0,47	0,38
suma	0,20	24,88	30,501718	30,501718	50,77	50,77	50,77	50,77	50,77	50,77	41,19
PM			30,02	30,02	29,53	29,53	29,53	29,53	29,53	29,53	29,70
N sobrante		-0,0540									
Oxígeno estequiométrico	PM	4,91									
Aire seca		28,95									
O2 (%)	20,946	20,63									
N2 (%)	78,094	76,90									
H2O (%)	0	1,53									
Ar (%)	0,96	0,95									
Temperatura ambiente (°C)		20									
Humedad relativa (%)		61,8									
Presión atmosférica											
Razón de mezcla		0,0097									
ω*PM aire	0,279600468	0,015533359									
		[mol agua /mol aire]									
Caudal gases (Nm3/h)		1168338		1168338	1944622	1944622	1944622	1944622	1944622	1944622	1577592
Caudal gases (t/h)		1565,7		1565,7	2563,3	2563,3	2563,3	2563,3	2563,3	2563,3	2091,6
Aire necesario (mol)		29,42		29,42							40,10
Aire necesario (t/h)		1126845		1126845							1536099
caudal de ceniza (m3/h)		1456,5		1456,5							1985,5
caudal de ceniza (t/h)		41256,86		41256,86							
caudal de ceniza (t/h)		45,38		45,38							
Caudal ceniza		26,53950216 %		26,53950216 %							

409254

409254

%O2 salida VTI
8,16485194

Moles/100g	4,6
	2,0
	0,1
	0,1
	0,1
	0,5

Cuadro de iteración	
0,012512683	0,012512683
0,000782043	0,000782043

La hoja de cálculo que ha sido desarrollada para este proyecto para la realización del balance de materia sigue el siguiente proceso:

- Moles de cada especie por cada 100 g de combustible:

$$\frac{\% \text{ especie en combustible}}{PM}$$

Donde % especie en combustible es el porcentaje del combustible que está formado por cada elemento y PM el peso molecular de dicho elemento.

- Una vez se tienen el número de moles de cada especie, se ha calculado, por el principio de conservación de la materia, el número de moles por cada 100 g de combustible de cada uno de los productos de combustión para una cantidad de oxígeno de combustión que cumpla la estequiometría de las reacciones de combustión (ecuaciones (1) y (2)) de combustión; teniendo en cuenta que:

- Para hallar la cantidad de CO₂ ha de restarse al carbono el número de moles que pertenecen al CO y los retenidos en los inquemados.

$$(\text{moles CO}_2 = \text{moles C} - \text{moles de CO} - \text{moles de C en cenizas})$$

- El cálculo de carbono en cenizas viene determinado por la ecuación de porcentaje de carbono en cenizas multiplicado por los moles de ceniza en 100g de combustible:

$$\frac{\% MV \cdot \% C \text{ en MV} + \% Escorias \cdot \% C \text{ en Escorias}}{\% MV \cdot (100 - \% C \text{ en MV}) + \% Escorias \cdot (100 - \% C \text{ en Escorias})} \cdot \frac{\% Ceniza}{PM}$$

- La cantidad de CO se halla iterando hasta que coincida una suposición inicial de este y la concentración de CO obtenida de la instrumentación en el VTI de forma que:

$$\text{valor inicial} = [\text{CO (ppmv)}] * \text{moles de gases} / 10^6$$

- La misma iteración para el CO ha de realizarse para el NO. El NO₂ se supone como un 5 % de los NO_x, siendo el NO el 95 % restante.
- El SO₂ supone el total de transformación del azufre.
- El N₂ supone el nitrógeno restante de la suma del aporte de nitrógeno de aire y combustible. Se calcula la demanda de nitrógeno del aire para completar las reacciones de NO y NO₂ (N sobrante).

El oxígeno estequiométrico es el resultado de sumar el número de moles de todos los componentes con oxígeno de los gases, teniendo en cuenta la relación de átomos por molécula de cada elemento.

- El oxígeno en exceso se halla a partir del balance estequiométrico y los datos de instrumentación a la salida de caldera, y con ello el caudal de gases de escape aplicando el incremento de los componentes de exceso de aire debido al exceso de O₂.

Para el cambio de unidades de concentración en $[\text{mg}/\text{Nm}^3] = [\text{mol}/100\text{g}] * 10 * PM * q_{\text{comb}}[\text{g}/\text{h}] / q_{\text{gas}}[\text{Nm}^3/\text{h}]$

Q VTI 777024 m3N/h

FPAS	208,5	
C _{pg}	1025100	J/t°C
C _{pa}	1020920	J/t°C
C _{pcen}	903760	J/t°C
FUGAS	529,0	

exceso aire PA 20,27
%Aire PAP*y 0,01
% Fugas 110,6

		% aire calentado	t/h de aire caliente	m3N/h	caudal PAS		
A	1645993744						
B	0,687115007						
Y	0,185080681						
X	0,140708612	0,108064214	157,3954658	121771,6148	m3		
FUGAS PAP			320,4855032	247948,9295		67,06387657	% fuga de aire primario respecto a entrada
FUGAS PAS			208,4947563	161305,4291	968288,1657	16,6588248	% fuga de aire secundario

14,27995253 % fuga aire secundario

Entrada PAP	477,8809691	369720,5443
Atemperación	47,54654697	36785,17531
Salida PAS	1251,55741	968288,1657
Entrada PAS	1460,0521667	1129593,595

Las ecuaciones de equilibrio resueltas para llegar a estos resultados son:

- Ecuación de equilibrio de energía en Precalentado de aire primario (PAP):

$$x \left(Q_A (1 - F_{PAP}) C_{pa} (T_{SA} - T_{EA}) + F_{PAP} Q_A C_{pa} (T_{SG} - T_{EA}) \right) = y \left(Q_G C_{pG} (T_{SG} - T_{EG}) + Q_{ceniza} C_{pcen} (T_{EG} - T_{SG}) \right)$$

- Ecuación de equilibrio de energía en precalentado de aire secundario (PAS):

$$(1 - x) \left(Q_A (1 - F_{PAS}) C_{pa} (T_{SA} - T_{EA}) + F_{PAS} Q_A C_{pa} (T_{SG} - T_{EA}) \right) = (1 - y) \left(Q_G C_{pG} (T_{SG} - T_{EG}) + Q_{ceniza} C_{pcen} (T_{EG} - T_{SG}) \right)$$

- Ecuación de equilibrio en el ventilador de tiro inducido (VTI):

$$Q_G y C_{pG} ((T_{EV} - T_{SGPAP}) + (T_{SGPAS} - T_{EVTI})) = Q_G C_{pG} (T_{SPAS} - T_{EV}) + F_{PAS} (1 - x) Q_A C_{pa} (T_{SPAS} - T_{EV}) - F_{PAS} Q_A x C_{pG} (T_{EV} - T_{SGPAP})$$

Siendo x la fracción de aire que se desvía al PAP e y la fracción de gases de combustión desviada al PAP. Las incógnitas a resolver son F_{PAP} como % de fugas del PAP (Fugas totales son conocidas), x e y .

Balance a Mínimo Técnico

Los datos necesarios para el balance a mínimo técnico son los siguientes:

CARBÓN			
DATOS		Peso	
60,8 C		55,5 %	
2,2 H		2,0 %	
1,0 N		0,9 %	
1,9 S		1,7 %	
2,6 O		2,4 %	
Humedad		8,65 %	
31,6 Cenizas		28,9 %	
PCS	5085		
PCI	4933		
Oxígeno salida caldera		6 %	humeda
Oxígeno salida PAP		11 %	seca
Oxígeno salida PAS		%	Desconocido
Temperatura gas entrada PAP		388 °C	
Temperatura gas salida PAP		132 °C	
Temperatura gas entrada PAS		385 °C	
Temperatura gas salida PAS		135 °C	
Temperatura aire entrada PAP		37 °C	
Temperatura aire salida PAP		329 °C	
Temperatura aire entrada PAS		33 °C	
Temperatura aire salida PAS		359 °C	
Temperatura entrada VTI		142 °C	
Temperatura salida VTI		147 °C	
Oxígeno salida VTI		8,6 %	seca
NO salida VTI		320 ppmv	seca
CO salida VTI		20 ppmv	seca
Inquemados en cenizas volantes		7,6 %	
Inquemados en escorias		7,6 %	
Proporción cenizas- escorias		85 %	
Caudal de carbón		93 t/h	
Potencia bruta		182 MW	
Temperatura entrada molino		261,42	
% PAP vs atemp		76,8	
		0,768	

ANEXO 2-Cálculo del catalizador y reactor

DATOS PARA			
Q _b	3450,59	MMBtu/h	
Concentración de NO _x	800	mg/Nm ³	→ 0,65 lb/MMBtu
Eficiencia necesaria SCR	77,5	%	
ASR teórico	1,05	31863,76	moles NH ₃
Q gas	1168338	m ³ /h	→ 41259464 ft ³
v espacio	0,88	s ⁻¹	
V area	0,00230548		
Volumen catalizador	132,878525		empírica 13082,427 ft ³ 370,44266 m ³
Área específica	380		η _{adj} 1,10685
K catalizador	31		NO _x adj 1,06092
Slip	2	ppmv	Slip adj 1,1701
			T _{adj} 1,018875
			S adj 0,96376896
Área catalizador	173,83	m ²	→ 1871,0534 ft ²
Área SCR	199,90	m ²	→ 2151,7114 ft ²
longitud reactor	14,00	m	→ 46,386543 ft
Altura de catalizador	1,07	m	→ 9,4014998 ft
Altura de capa	2,87	m	
Altura de SCR	17,74	m	→ 58,204499 ft
número de capas activas	2		
número de capas TOTALES	3 (2+1)		

Todos los valores se hallan a partir de las ecuaciones del apartado 4.2.1

ANEXO 3-Consumo de amoniaco

Datos			
	% Oxígeno	3,8	%
	%Humedad	6,3	%
	Concentración Nox Inicial	800,00	mg/Nm ³
	Concentración NOx final	180	mg/Nm ³
	slip de amoniaco	2	ppmv
	Caudal de gases	1168338	m ³ /h

Entrada			
	Caudal seco	1094773,695	m ³ /h
	Paso de base 6% O ₂ a operación	1256418,13	m ³ /h
	Caudal NOx mg	1005134506,90	mg/h
	Caudal NOx g	1005134,51	g/h
	moles NOx	21850,75	moles
	NO	20758,21	moles
	NO ₂	1092,54	moles

Salida			
	Caudal salida NOx mg	226155264,1	mg/h
	Caudal salida NOx g	226155,2641	g/h
	moles NOx	4916,418784	moles
	NO	4670,597845	moles
	NO ₂	245,8209392	moles

Reducción			
	Reducción NO	16087,61	moles
	Reducción NO ₂	846,7166	moles
	Moles de NH ₃ para reducción de NO	16087,61	moles
	Moles de NH ₃ para reducción de NO ₂	1128,96	moles

Slip de amoniaco (2 ppmv)			
		1907063,24	mg/h
Slip de amoniaco en g/h		1907,06324	g/h
Justificación	$\text{ppmv} = x[\text{m}^3] / 1\text{e}6[\text{m}^3] \ ; \ ;$ $\text{ppm} * (\text{g/mol}) * (\text{caudal m}^3/\text{h}) * 1000(\text{l/m}^3) / (22,4\text{l/mol})$		
		112,180191	moles /h

Resultado			
Total NH ₃		17328,7504	moles
Reacciones indeseadas		2	%
Corrección reacciones		17682,40	moles
Necesidad de NH ₃		300,60	kg/h
Cantidad Dilución en agua		1252,50	kg/h
Reserva NH ₃ (7 días)		210420,54	kg
		233,80	m ³

Reacciones Catalizador

Para los cálculos sólo se consideran las ecuaciones (1) y (2) reacción, ya que las otras dos son porcentualmente insignificantes, y además es una hipótesis más conservadora en cuanto a consumo.

Con la reacción (1): 1 mol NO consume 1 mol NH₃.

Con la reacción (2): 6 mol NO₂ consume 8 mol NH₃.

El consumo de amoníaco será aproximadamente:

$$Q_{NH_3} = Q_{NH_3\text{conversión}NO} + Q_{NH_3\text{conversión}NO_2} + Q_{NH_3\text{slip}}$$

$$Q_{NH_3100\%} = Q_{gas_húmedo} \cdot Em_{NO_x} \cdot 0,95 \cdot 1 \cdot \left(\frac{17}{22,4} \right) \cdot (\%Conversión100) \cdot 10^{-6} +$$
$$+ Q_{gas_húmedo} \cdot Em_{NO_x} \cdot 0,05 \cdot \frac{8}{6} \cdot \left(\frac{17}{22,4} \right) \cdot (\%Conversión100) \cdot 10^{-6} +$$
$$+ Q_{gas_húmedo} \cdot Slip \cdot \left(\frac{17}{22,4} \right) \cdot 10^{-6}$$

$$Em_{NO_x} (ppmv_húmedo) = Em_{NO_x} (mg / Nm^3 \text{ seco } - 6\% O_2) \cdot \frac{(20,9 - \%O_2(\text{volseco}))}{(20,9 - 6)} \cdot \left(1 - \frac{\%H_2O}{100} \right) \cdot \frac{1}{2,05}$$

$$\%Conversión = \frac{(800 - 180)}{800} \cdot 100 = 77,5\%$$

$$Slip = Slip(ppmv_seco_al_6\%) \cdot \frac{(20,9 - \%O_2(\text{volseco}))}{(20,9 - 6)} \cdot \left(1 - \frac{\%H_2O}{100} \right)$$

Donde

Q_{gas} se refiere al caudal de gas

Em_{NO_x} se refiere a la emisión de NO_x

ANEXO 4- Hoja de cálculo para dimensionamiento de los evaporadores de amoniaco

SUB-INTERCAMBIADOR 1 --- ZONA DE CONDENSACIÓN/CALENTAMIENTO

Temperaturas de operación

Thi	180 °C
Tho	180 °C
Tci	5 °C
Tco	120 °C
ΔT log	107,43 °C

Flujos máxicos

mh	0,041966 kg/s
mc	0,175694 kg/s
Lv	2015400 J/kg

Potencia intercambiada

Q	84577,55 W
----------	------------

Propiedades del fluido por los tubos

Prh	1,110373	0,9771
Cph	2586 J/kgK	4406,979
kh	0,0354 W/mK	0,6745
dens h	5,14 kg/m ³	887,06
visch	1,52E-05 N/m ² s	1,50E-04

Propiedades del fluido por carcasa

PrC	8,125765
Cpc	4186 J/kgK
kc	0,68 W/mK
dens c	900 kg/m ³
viscc	0,00132 N/m ² s

Conductividad del metal de intercambio

kmet	16,3 W/mK
-------------	-----------

Calidad de vapor

x	0,15
1/Xtt	3,832226

vel vapor	2,958957 m/s
Diámetro	0,0191 m
Di	0,0158 m
r1	0,0079 m
r2	0,00955 m
pitch hor	0,02381 m
pitch ver	0,0206 m
velocidad	0,1 m/s

		Iter.1	Iter.2
A	1,591735 m ²	1,312106	1,592
Ágeo	1,591735 m ²		
U	494,5946 W/m ² K	600	494,595
Nt	80		
Lc	0,331587 m	0,273335	0,3316

Reh	15809,4
Nuh	141,4452
hh	6087,514

Rec	311,413
Nuc	21,36716
hc	760,7155

La hoja de cálculo sigue el proceso descrito en el diagrama de flujo, siguiendo las expresiones descritas en el apartado 4.2.5

SUB-INTERCAMBIADOR 2 --- ZONA DE CONDENSACIÓN/EVAPORACIÓN

Temperaturas de operación	
Thi	180 °C
Tho	180 °C
Tci	120 °C
Tco	120 °C
ΔT log	60,00 °C

Flujos másicos	
mh	0,192932379 kg/s
mc	0,175694444 kg/s
Lv	2015400 J/kg

Potencia intercambiada	
Q	354094,5833 W

Propiedades del fluido por los tubos

Prh	1,097954237	0,9771
Cph	2586 J/kg K	4406,979
kh	0,0354 W/m K	0,6745
visch	0,00001503N/m ² s	887,06
ρ h	5,14 kg/m ³	1,50E-04

Propiedades del fluido por carcasa

Prc	1,444276932	1,01941
Cpc	4244 J/kg K	2119,35
kc	0,6832 W/m K	2,70E-02
viscc	0,0002325 N/m ² s	1,30E-05
ρ c	900 kg/m ³	1,12738

Conductividad del metal de intercambio

km _{met}	16,3 W/m K
-------------------	------------

Calidad de vapor

x	0,3	0,0153463
1/X _{tt}	8,878569634	

ΔT _{sat}	30 °C
ΔP _{sat}	8 bar

vel vapor	2,4310958 m/s
Diámetro	0,01905 m
Di	0,01575 m
r1	0,007875 m
r2	0,009525 m
pitch hor	0,02381 m
pitch vert	0,0206 m
velocidad	3,5 m/s

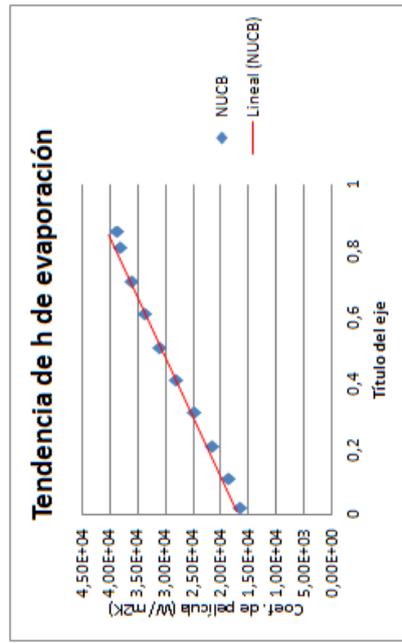
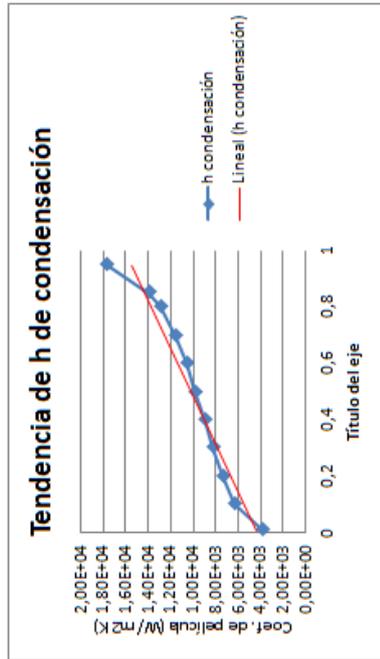
	Iter.1	Iter.2
A	4,8161494 m ²	4,816149441
Ageo	4,8161494 m ²	
U	1225,4 W/m ² K	1200
Nt	80,47391	80
	76,799458	80,47390974

Lc	1 m
----	-----

Reh	12971,366
Nu _h	1,96E+02
hh	8,49E+03

Rec	8285,243
Nuc	519,67375
hc	18637,328

x	0,5	NuNB	468,2485579	16793,04
X _{tt}	0,0507549	NUCB	288,3506186	10341,267
F	0,3749761			
tensión su	0,0588			
Fr	0,0030222			
hFZ	193,36214			



SUB-INTERCAMBIADOR 3 --- ZONA DE CONDENSACIÓN/SOBRECALENTAMIENTO

Temperaturas de operación

Thi	180 °C
Tho	180 °C
Tci	120 °C
Tco	140 °C
ΔT log	49,33 °C

Flujos máscicos

mh	0,00366099 kg/s	Total: 0,238559
mc	0,17569444 kg/s	
Lv	2015400 J/kg	

Potencia intercambiada

Q	7378,35847 W
----------	--------------

Propiedades del fluido por los tubos

Prh	1,09795424	0,9771
Cph	2586 J/kg K	4406,979
kh	0,0354 W/m K	0,6745
dens h	5,14 kg/m ³	887,06
visch	0,00001503 N/m ² s	1,50E-04

Propiedades del fluido por carcasa

PrC	1,01488883
CpC	2099,77 J/kg K
kc	0,0276 W/m K
dens c	1,099 kg/m ³
viscc	0,00001334 N/m ² s

Conductividad del metal de intercambio

kmet	16,3 W/m K
-------------	------------

Calidad de vapor

x	0,99
1/x_{tt}	1119,750719

vel vapor	0,057936 m/s
Diámetro	0,01905 m
Di	0,01575 m
r1	0,007875 m
r2	0,009525 m
pitch hor	0,02381 m
pitch vert	0,0206 m
velocidad	6,8 m/s

		Iter.1	Iter.2
A	1,175083 m ²	0,747917	1,175083
Ágeo	1,175083 m ²		
U	127,296 W/m ² K	200	127,296
Nt	80		
Lc	0,25 m	0,156213	0,245433

Reh	1611,94
Nuh	648,2403
hh	27761,15

Rec	10672
Nuc	94,50811
hc	136,9251

ÁREA TOTAL DE INTERCAMBIO	7,45517737 m²
----------------------------------	---------------------------------

Las propiedades de los fluidos a las diferentes temperaturas y presiones de trabajo han sido obtenidas del módulo QT PRO de la aplicación informática *THERMOFLOW* para diseño y análisis de centrales térmicas y sus componentes.



ANEXO 5-Resultados CHEMCAD para dimensionamiento del evaporador

CHEMCAD 6.3.1 Unit ID: Evaporador Plena Carga

08/01/2015

Summary			
Geometry Data		Heat Transfer Data	
Exchanger Class		B	Effective Transfer Area m ² 8,27
Exchanger Type		BEM	Area Required m ² 7,43
Shell I.D.	m	0,25	Excess % 11,30
Shell in Series		1	COR LMTD K 64,65
Shell in Parallel		1	Overall Coefficient (Calculated) W/m ² -K 997,26
Number of Tubes		79	Overall Coefficient (Service) W/m ² -K 895,99
Tube Length	m	1,83	Heat Calculated kW 533,25
Tube I.D.	m	0,02	Heat Specified kW 479,10
Tube O.D.	m	0,02	Shell Side Film Coefficient W/m ² -K 4040,33
Tube Pattern		TRI80	Tube Side Film Coefficient W/m ² -K 4778,26
Tube Pitch	m	0,02	Shell Side Fouling m ² -K/W 1,7811E-04
Number of Tube Passes		1	Tube Side Fouling m ² -K/W 1,7811E-04
Number of Baffles		7	Tube Wall Resistance m ² -K/W 1,1293E-04
Baffle Center Spacing	m	0,2800	Fin Resistance m ² -K/W
Baffle Cut, %	Diameter	25	
Baffle Type		SSEG	
Thermodynamics and Others			
Fluid Dynamics Data		K model Ideal Vapor Pressure	
		H model SRK	
Shell Side Pressure Drop	Pa	37358,1174	Data Source Library
Tube Side Pressure Drop	Pa	-369,6654	Number of Components 1
Average Shell Side Velocity	m/sec	2,44	Calculation Mode Design
Average Tube Side Velocity	m/sec	1,49	

Stream					Page 1
Stream No.		1	2	4	3
Stream Name					
Temp	K	453,0000	278,0000	453,0000	413,0000
Pres	Pa	997626,0000	200000,0000	997626,0000	200000,0000
Enth	kW	662,13501	3,58724	183,03220	482,67006
Vapor mole fraction		1,00000		0,00149	1,00000
Total	kmol/h	47,6725	35,1096	47,6725	35,1096
Total	kg/h	858,8200	632,5000	858,8200	632,5000
Total std L	m ³ /h	0,8588	0,8325	0,8588	0,6325
Total std V	m ³ /h	1068,51	786,93	1068,51	786,93
Flowrates in	kg/h				
Water		858,8200	632,5000	858,8200	632,5000



Thermal and Mechanical Details							
Overall Data		Pressure Drop Distribution - Shellside					
Area Total	m ²	8,6464	Inlet Nozzle	Pa	108,1871		
Area Required	m ²	7,4305	Impingement	Pa	64,5554		
Area Effective	m ²	8,2703	Bundle	Pa	24997,3597		
Area Per Shell	m ²	8,2703	Outlet Nozzle	Pa	1101,4717		
% Excess		11,3024	Total Fric.	Pa	26207,0185		
U Calc.	W/m ² -K	997,2638	Total Grav.	Pa	5093,0967		
U Service	W/m ² -K	895,9949	Total Mome.	Pa	6058,0022		
Heat Duty	kW	479,1028	Total	Pa	37358,1174		
Weighted LMTD	K	64,6548	Pressure Drop Distribution - Tubeside				
LMTD CORR Factor		1,0000	Inlet Nozzle	Pa	520,7049		
CORR LMTD	K	64,6548	Tube Entrance	Pa	9,5632		
Shellside Data		Tube				Pa	30,0834
Corssflow Vel.	m/sec	2,4381	Tube Exit	Pa	0,1688		
EndZone Vel.	m/sec		End	Pa			
Window Vel.	m/sec		Outlet Nozzle	Pa	60,0180		
Film Coef.	W/m ² -K	4040,3294	Total Fric.	Pa	620,5383		
Reynold's No.			Total Grav.	Pa	-92,0528		
Allow. Press. Drop	Pa	34473,8000	Total Mome.	Pa	-898,1509		
Calc. Press. Drop	Pa	37358,1174	Total	Pa	-369,6654		
Inlet Nozzle Size	m	0,0266	Shell Dimensions				
Press. Drop/In Nozzle	Pa	108,1871	Shell O.D.	m	0,2794		
Outlet Nozzle Size	m	0,0525	Shell I.D.	m	0,2540		
Press. Drop/Out Nozzle	Pa	1101,4717	Bonnet I.D.	m	0,2540		
Mean Temperature	K	383,3128	TEMA Type		BEM		
Rho V2 IN	kg/m-sec ²	99,3159	Impling. Plate		Implingement Plate		
Press. Drop (Dirty)	Pa	63508,7996	Orientation		V		
Stream Analysis		Shells In Series				1	
SA Factor A			Shells In Parallel		1		
SA Factor B			Max. Heat Flux	Btu/ft ² -hr			
SA Factor C			Sealing Strips		5		
SA Factor E			Tube Dimensions				
SA Factor F			Number		79		
Ideal Cross Vel.	m/sec		Length	m	1,8288		
Ideal Window Vel.	m/sec		Tube O.D.	m	0,0191		
Tubeside Data		Tube I.D.				m	0,0157
Film Coef.	W/m ² -K	4778,2622	Tube Wall Thk.	m	0,0017		
Reynold's No.			Tube Pattern		TRI60		
Allow. Press. Drop	Pa	34473,8000	Tube Pitch	m	0,0238		
Calc. Press. Drop	Pa	-369,6654	No. Tube Pass		1		
Inlet Nozzle Size	m	0,0627	Tube Type		Bare		
Press. Drop/In Nozzle	Pa	520,7049	Free Int. Fl Area	m ²			
Outlet Nozzle Size	m	0,0266	Fin Efficiency				
Press. Drop/Out Nozzle	Pa	60,0180	Inner Roughness	m	1,5748E-06		
Interm. Nozzle Size	m		Baffle Dimensions				
Mean Temperature	K	453,0001	Number of Baffles		7		
Velocity	m/sec	1,4906	Baffle Type		Single Segmental		
Flooding Vel. (Reflux Condenser)	m/sec		Inlet Space	m	0,0266		
Max. Vel. (Reflux Condenser)	m/sec		Center Space	m	0,2600		
Flooding ? (Reflux Condenser)			Outlet Space	m	0,0525		
Mean Metal Temperature	K	425,4352	Baffle Cut, %	Diameter	25,0000		
Turbulator CS Area	m ²		Baffle Overlap	m	0,0381		
Turbulator Added Re			Baffle Cut Direction		Vertical		
Resistances		Number of Int. Baffles				0	
Shellside Film	m ² -K/W	0,00024750	Baffle Thickness	m	0,0032004		
Shellside Fouling	m ² -K/W	0,00017611	Clearance				
Tube Wall	m ² -K/W	0,00011293	Baffle	m	0,0048		
Tubeside Fouling	m ² -K/W	0,00017611	Tube Hole	m	0,0008		
Tubeside Film	m ² -K/W	0,00020928	Bundle Top Space	m			
Reference Factor *		1,20967742	Bundle Btm Space	m			
* A ratio of total outside area over inside area based on tube ID							
			Outer Tube Limit	m	0,2390		
			Outer Tube Clear.	m	0,0150		
			Pass Part. Clear.	m			



CHEMCAD 6.3.1 Unit ID: Evaporador Plena Carga

01/08/15

Zone-By-Zone Analysis

Page 1

ZONE		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Overall											
Inc. Heat Load	kW	59,89	25,34	34,55	59,89	59,89	59,89	59,89	59,89	52,55	7,34
LMTD	K	134,34	76,64	59,59	59,59	59,59	59,59	59,59	59,59	59,59	49,80
Overall Coef.	W/m2-K	544,00	444,29	1263,14	1288,83	1319,53	1355,58	1401,30	1468,60	1575,16	126,66
Iso-overall Coef.	W/m2-K	544,00	444,29	1263,14	1288,83	1319,53	1355,58	1401,30	1468,60	1575,16	126,66
AINC	m2	0,82	0,74	0,46	0,78	0,76	0,74	0,72	0,68	0,56	1,16
Tube Side											
Process Type		CONDENS	CONDENS	CONDENS	CONDENS	CONDENS	CONDENS	CONDENS	CONDENS	CONDENS	CONDENS
Condensing Type		VDI	VDI	VDI	VDI	VDI	VDI	VDI	VDI	VDI	VDI
Temp.	K	453,00	453,00	453,00	453,00	453,00	453,00	453,00	453,00	453,00	453,00
T wall	K	438,32	446,33	438,56	438,73	439,16	439,80	440,74	442,16	444,70	452,75
Vap. Rate	kg/h	54,88	131,15	184,75	269,26	376,45	483,65	590,84	698,03	798,85	852,25
Liq. Rate	kg/h	803,94	727,67	674,07	589,56	482,37	375,17	267,98	160,79	60,17	6,57
Vapor Quality		0,06	0,15	0,22	0,31	0,44	0,56	0,69	0,81	0,93	0,99
Vap. Prandtl No.		1,25	1,25	1,25	1,25	1,25	1,25	1,25	1,25	1,25	1,25
Liq. Prandtl No.		0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
Shear Coeff.	W/m2-K										
Gravity Coeff.	W/m2-K										
Gas Coeff.	W/m2-K										
Film Coeff.	W/m2-K	8075,91	6200,26	6306,12	6512,71	6871,57	7400,15	8234,69	9763,71	13881,45	30313,90
T-Non-Cond Fact.											
Vap. Den.	kg/m3	5,13	5,13	5,13	5,13	5,13	5,13	5,13	5,13	5,13	5,13
Liq. Den.	kg/m3	886,91	886,91	886,91	886,91	886,91	886,91	886,91	886,91	886,91	886,91
V-L Den.	kg/m3										
Two Phase Xtt											
Mome. dP	Pa										
Grav. dP	Pa	-10,15	-9,22	-5,69	-9,66	-9,44	-9,18	-8,88	-8,48	-6,94	-14,42
Fric. dP	Pa	0,09	0,27	0,29	0,96	1,70	2,58	3,58	4,60	4,80	11,21
Vap. Vel.	m/sec	0,19	0,46	0,65	0,95	1,32	1,70	2,08	2,46	2,81	3,00
Liq. Vel.	m/sec	0,02	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00
Vel.	m/sec	0,02	0,46	0,65	0,95	1,32	1,70	2,08	2,46	2,81	3,00
Liq. Re		385,78	349,18	323,46	282,91	231,47	180,03	128,59	77,16	28,87	3,15
Vap Re		1002,22	2395,24	3374,05	4917,48	6875,11	8832,73	10790,36	12747,99	14585,64	15564,46
Shell Side											
Process Type		LIQHEAT	LIQHEAT	EVAPORA	VAPHEAT						
Temp.	K	318,66	376,36	393,41	393,41	393,41	393,41	393,41	393,41	393,41	403,21
T wall	K	402,48	429,46	400,77	400,17	399,88	399,24	398,81	398,22	397,58	449,62
Vap. Rate	kg/h			28,26	105,53	203,52	301,52	399,52	497,52	589,51	632,50
Liq. Rate	kg/h	632,50	632,50	604,24	526,97	428,98	330,98	232,98	134,98	42,99	
Vapor Quality				0,04	0,17	0,32	0,48	0,63	0,79	0,93	1,00
Vap. Prandtl No.				1,06	1,06	1,06	1,06	1,06	1,06	1,06	1,04
Liq. Prandtl No.		6,21	1,75	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	1,42	
P sat.	Pa			200000,00	200000,00	200000,00	200000,00	200000,00	200000,00	200000,00	
dP Sat.	Pa			49954,52	45444,96	41857,13	38894,77	35644,28	31507,79	27060,54	
T Sat.	K			393,41	393,41	393,41	393,41	393,41	393,41	393,41	
(Twall-Tsat)	K			7,36	6,77	6,27	5,83	5,40	4,81	4,17	
Nuc. Boi. Coef.	W/m2-K			8170,53	6906,98	5896,78	5140,07	4542,03	3943,32	3493,46	
For. Con. Coef.	W/m2-K			2053,84	4443,17	6641,45	8714,55	10920,20	14247,04	19034,52	
Film Coeff.	W/m2-K	879,44	643,66	10224,37	11350,15	12538,23	13854,62	15462,23	18190,36	22527,99	136,00
Vap. Den.	kg/m3			1,13	1,13	1,13	1,13	1,13	1,13	1,13	1,13
Liq. Den.	kg/m3	999,73	967,41	942,28	942,28	942,28	942,28	942,28	942,28	942,28	
V-L Den.	kg/m3			289,26	186,00	138,06	86,35	48,75	33,94	18,71	
Cross-flow Xtt				40,93	123,58	216,39	300,62	375,92	439,62	481,77	
Window-flow Xtt				5,05	31,95	99,48	204,34	346,54	526,08	728,59	
Mome. dP	Pa			0,98	3,56	6,38	9,22	12,03	14,82	15,21	
Grav. dP	Pa	1977,35	1737,89	364,42	398,13	288,64	135,03	95,97	63,75	28,75	3,17
Fric. dP	Pa	2,25	0,99	334,26	1719,81	2954,07	4013,80	4880,59	5477,81	4943,99	669,78
V-L Cross u	m/sec	0,00	0,01	0,27	0,98	1,87	2,77	3,67	4,57	5,42	5,88
Cross-Flow Re		129,71	592,33	677,25	1465,25	2464,71	3464,18	4463,65	5463,12	6401,28	15057,18

CALENTADOR DE AIRE

Temperaturas de operación

Thi	180 °C
Tho	180 °C
Tci	76,78082 °C
Tco	140 °C
ΔT log	66,69 °C

Flujos máasicos

mh	0,0482744 kg/s	173,7877
mc	1,5103154 kg/s	
Lv	2015400 J/kg	

Potencia intercambiada

Q	97292,146 W
---	-------------

Propiedades del fluido por los tubos

Prh	1,0979542	0,9771
Cph	2586 J/kg K	4406,979
kh	0,0354 W/m K	0,6745
dens h	5,14	887,06
visch	1,503E-05	1,50E-04

Propiedades del fluido por carcasa

Prc	0,70369
Cpc	1018,9697 J/kg K
kc	0,0340725 W/m K
dens c	0,08945
viscc	2,24E-05

Conductividad del metal de intercambio

kmet	45 W/m K
------	----------

Calidad de vapor

x	0,5	0,9846537
1/Xtt	17,507469	

vel vapor	0,680488796 m/s
Diámetro	0,0267 m
Di	0,02096 m
r1	0,01048 m
r2	0,01335 m
Area ext	1,499976032 m
Area int	0,10864884 m
velocidad	10 m/s
aletas	354 n ^o /m
espesor	0,0004 m
altura	0,01 m
Área de alet	0,002364614 m ²

584,1 n^o/tubo

		Iter 1	Iter 2
A	58,43917932	36,472533	58,439179
Ageo	0,6349109		
U	24,964	40	24,964439
Nt	38,96007541	40	24,31541
			38,960075
Lc	1,65 m		

Reh	2,45E+02	Incropera
Nuh	7,29E+02	
hh	23448,92232	

Rec	1,07E+03	Incropera
Nuc	2,10E+01	
hc	26,81726	

Las propiedades de los fluidos a las diferentes temperaturas y presiones de trabajo han sido obtenidas del módulo QT Pro de la aplicación informática para diseño y análisis de centrales térmicas y sus componentes *THERMOFLOW*.



ANEXO 7-Resultados CHEMCAD para el dimensionamiento del calentador de aire

- Calentador de aire

TABULATED ANALYSIS

Overall Data:			
Effective Area, m ²	64.7083	Service Coeff., W/m ² -K	22.27
Calculated Area, m ²	56.7742	Calculated Coeff., W/m ² -K	25.39
Calculated Clean Area, m ²	53.2416	Clean Coeff., W/m ² -K	27.07
MTD, Effective K	66.674	Supplied Heat Load, kW	96.098
TubeSide Fouling, m ² -K/W	0.000176	AirSide Fouling, m ² -K/W	0.000018
Area Excess,	14.0%	Area Per Bundle, m ²	64.7083
Gross Area, m ²	66.5571	Bare Area, m ²	5.9656
Effective Length, m	1.7780	Calculated Length, m	1.5600
API applicable	Yes	Code	ASME section VIII -Div. 1
LMTD CORR Factor	1.0000		
TubeSide Data:			
Allo. Press. Drop, Pa	34473.8	Tube Side Press. Drop, Pa	30.3
Nozzle Inner Diam., Inlet, m	0.15	dP, Inlet Nozzle, Pa	0.6
Nozzle Inner Diam., Outlet, m	0.15	dP, Outlet Nozzle, Pa	0.0
Number of Inlet/Outlet Nozzles	1/1	dP, Bonnet, Pa	0.0
AirSide Data:			
Face Area, m ²	1.115	Face Velocity, Act., m/sec	14.74
Bundle Static dP, Pa	228.2186	Static dP Per Row, Pa	57.0546
Face Velocity Specified?	NO		
Bundle and Bay:			
Bundle Width, m	0.610	Tube Length, m	1.829
Orientation	Horizontal	Total Number of Bundles	1
Bundles In Parallel/Series	1/1	Bundles in Row/Column	1/1
Bays In Parallel/Series	1/1		
Tube and Fin:			
Number of Tubes	40	Outer Diameter of Tube m	0.027
Tube Inside Diameter, m	0.021	Tube Wall Thickness, m	0.003
Tube Pitch, m	0.058	Internal Roughness	0.00007
Tube Pattern	30	Number of Tube Passes	4
Total Number of Rows	4	Rows Per Pass	1
Tube Type	Welded	Tube Material	A-249-316L
Finned tube Code	1	Fin Attachment	Welded
Number of Fins Per Inch	9.0	Fin Tube OD, m	0.047
Fin Thickness, m	0.000	Fin Material	1 Carbon Steel
Ratio of Finned/Bare Outer Area	10.847	Ratio of Outer/Inner Area	12.153
Hydraulic Diameter, m	0.030		

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

=====
ZONE-BY-ZONE ANALYSIS
=====

----- ZONE	1	2	3	4	5
---- Overall ----					
Inc. Heat Load	9.62	9.62	9.62	9.62	9.62
kW					
LMTD K	66.69	66.69	66.69	66.69	66.69
Overall Coef.	25.34	25.37	25.38	25.39	25.39
W/m ² -K					
Iso-Overa. Coef.	25.34	25.37	25.38	25.39	25.39
W/m ² -K					
AINC m ²	5.69	5.68	5.68	5.68	5.68
Tube R. m ² -K/W	0.00060732	0.00056275	0.00054659	0.00053721	0.00053064
Tube F. m ² -K/W	0.00243338	0.00243338	0.00243338	0.00243338	0.00243338
Wall R. m ² -K/W	0.00220114	0.00220114	0.00220114	0.00220114	0.00220114
Air F. m ² -K/W	0.00001539	0.00001539	0.00001539	0.00001539	0.00001539

Retrofit de una caldera de carbón pulverizado
para control de NO_x mediante sistema SCR



Air R. m2-K/W	0.03420257	0.03420338	0.03420367	0.03420385	0.03420397
---- Tube Side ----					
Process Type	CONDENS	CONDENS	CONDENS	CONDENS	CONDENS
Condenser Type	GRAVCTL	GRAVCTL	GRAVCTL	GRAVCTL	GRAVCTL
Temp. K	453.00	453.00	453.00	453.00	453.00
T wall K	452.13	452.19	452.21	452.23	452.24
Vap. Rate kg/h	10	27	45	62	79
Liq. Rate kg/h	164	146	129	112	95
Vapor Quality	0.0592	0.1582	0.2572	0.3563	0.4553
Shear Coeff.	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
W/m2-K					
Gravity Coeff.	22751.57	24553.39	25279.49	25720.93	26039.25
W/m2-K					
Vap. Coeff.	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
W/m2-K					
Film Coeff.	22751.57	24553.39	25279.49	25720.93	26039.25
W/m2-K					
T-Non-Cond Fact.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Vap. Den. kg/m3	5.0233	5.0233	5.0233	5.0233	5.0233
Liq. Den. kg/m3	886.9087	886.9087	886.9087	886.9087	886.9087
V-L Den. kg/m3	274.2577	171.1679	129.9649	104.9416	86.8845
Two Phase Xtt	7.57	39.57	70.94	112.18	168.40
Mome. dP Pa	-0.99	-1.50	-2.17	-2.87	-3.58
Grav. dP Pa	662.12	318.13	236.49	189.71	156.59
Fric. dP Pa	0.22	1.04	1.64	2.25	2.85
Gas Vel. m/sec	0.23	0.53	0.82	1.09	1.37
Liq. Vel. m/sec	0.05	0.07	0.08	0.09	0.09
Vel. m/sec	0.05	0.08	0.11	0.13	0.16
Liq. Re	1863	1667	1471	1275	1079
Vap Re	1115	2981	4847	6713	8579

CHEMCAD 6.3.1

Page 2

ZONE	1	2	3	4	5
------	---	---	---	---	---

---- Air Side ----

Process Type	VAPHEAT	VAPHEAT	VAPHEAT	VAPHEAT	VAPHEAT
Temp. K	381.32	381.36	381.37	381.38	381.38
T wall K	444.19	444.24	444.26	444.28	444.28
Prandtl No.	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70
Prandtl No. at Wall	0.79	0.79	0.79	0.79	0.79
Vap. Rate kg/h	5437	5437	5437	5437	5437
Film Coeff.	29.24	29.24	29.24	29.24	29.24
W/m2-K					
Fric. dP Pa	228.20	228.20	228.20	228.20	228.20
Vap. Den. kg/m3	0.0996	0.0978	0.0961	0.0944	0.0928
Liq. Den. kg/m3					
Max. Cros. Vel. m/se	30.05	30.05	30.05	30.05	30.05
Cross-Flow Re	3330	3330	3330	3330	3330

CHEMCAD 6.3.1

Page 3

ZONE	6	7	8	9	10
------	---	---	---	---	----

---- Overall ----

Inc. Heat Load	9.62	9.62	9.62	9.62	9.62
kW					
LMTD K	66.69	66.69	66.69	66.69	66.69
Overall Coef.	25.39	25.40	25.40	25.40	25.40
W/m2-K					
Iso-Overa. Coef.	25.39	25.40	25.40	25.40	25.40
W/m2-K					
AINC m2	5.68	5.68	5.68	5.68	5.68
Tube R. m2-K/W	0.00052549	0.00052111	0.00051709	0.00051305	0.00050811
Tube F. m2-K/W	0.00243338	0.00243338	0.00243338	0.00243338	0.00243338
Wall R. m2-K/W	0.00220114	0.00220114	0.00220114	0.00220114	0.00220114
Air F. m2-K/W	0.00001539	0.00001539	0.00001539	0.00001539	0.00001539
Air R. m2-K/W	0.03420406	0.03420414	0.03420422	0.03420429	0.03420440



---- Tube Side ----

Process Type	CONDENS	CONDENS	CONDENS	CONDENS	CONDENS
Condenser Type	GRAVCTL	GRAVCTL	GRAVCTL	GRAVCTL	GRAVCTL
Temp. K	453.00	453.00	453.00	453.00	453.00
T wall K	452.24	452.25	452.25	452.26	452.27
Vap. Rate kg/h	96	114	131	148	165
Liq. Rate kg/h	77	60	43	26	9
Vapor Quality	0.5543	0.6534	0.7524	0.8514	0.9505
Shear Coeff. W/m ² -K	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Gravity Coeff. W/m ² -K	26294.33	26515.18	26721.39	26931.96	27193.85
Vap. Coeff. W/m ² -K	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Film Coeff. W/m ² -K	26294.33	26515.18	26721.39	26931.96	27193.85
T-Non-Cond Fact.	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Vap. Den. kg/m ³	5.0233	5.0233	5.0233	5.0233	5.0233
Liq. Den. kg/m ³	886.9087	886.9087	886.9087	886.9087	886.9087
V-L Den. kg/m ³	72.4329	59.9283	48.2806	36.3649	21.4937
Two Phase Xtt	248.93	373.28	590.90	1077.74	3349.26
Mome. dP Pa	-4.28	-4.97	-5.64	-6.24	-6.34
Grav. dP Pa	130.30	107.63	86.50	64.64	31.09
Fric. dP Pa	3.45	4.03	4.55	4.98	5.16
Gas Vel. m/sec	1.64	1.90	2.16	2.41	2.64
Liq. Vel. m/sec	0.09	0.09	0.08	0.06	0.04
Vel. m/sec	0.19	0.23	0.28	0.38	0.64
Liq. Re	882	686	490	294	98
Vap Re	10446	12312	14178	16044	17910

CHEMCAD 6.3.1

Page 4

ZONE	6	7	8	9	10
------	---	---	---	---	----

---- Air Side ----

Process Type	VAPHEAT	VAPHEAT	VAPHEAT	VAPHEAT	VAPHEAT
Temp. K	381.39	381.39	381.40	381.40	381.40
T wall K	444.29	444.30	444.30	444.31	444.31
Prandtl No.	0.70	0.70	0.70	0.70	0.70
Prandtl No. at Wall	0.79	0.79	0.79	0.79	0.79
Vap. Rate kg/h	5437	5437	5437	5437	5437
Film Coeff. W/m ² -K	29.24	29.24	29.24	29.24	29.24
Fric. dP Pa	228.20	228.20	228.20	228.20	228.20
Vap. Den. kg/m ³	0.0913	0.0898	0.0884	0.0870	0.0856
Liq. Den. kg/m ³					
Max. Cros. Vel. m/se	30.05	30.05	30.05	30.05	30.05
Cross-Flow Re	3330	3330	3330	3330	3330

- Precalentador de aire

TABULATED ANALYSIS

Overall Data:			
Effective Area, m ²	62.8463	Service Coeff., W/m ² -K	20.63
Calculated Area, m ²	59.5539	Calculated Coeff., W/m ² -K	22.12
Calculated Clean Area, m ²	57.7191	Clean Coeff., W/m ² -K	22.82
MTD, Effective K	84.348	Supplied Heat Load, kW	111.095
TubeSide Fouling, m ² -K/W	0.000100	AirSide Fouling, m ² -K/W	0.000010
Area Excess,	7.2%	Area Per Bundle, m ²	63.8463
Gross Area, m ²	66.6222	Bare Area, m ²	5.8804
Effective Length, m	1.1684	Calculated Length, m	1.0898
API applicable	Yes	Code	ASME section VIII -Div. 1
LMTD CORR Factor	0.9965		
TubeSide Data:			
Allo. Press. Drop, Pa	34473.8	Tube Side Press. Drop, Pa	42.6
Nozzle Inner Diam., Inlet, m	0.15	dP, Inlet Nozzle, Pa	0.1



Nozzle Inner Diam., Outlet, m	0.15	dP, Outlet Nozzle, Pa	0.1
Number of Inlet/Outlet Nozzles	1/1	dP, Bonnet, Pa	0.0
AirSide Data:			
Face Area, m ²	0.743	Face Velocity, Act., m/sec	18.11
Bundle Static dP, Pa	532.1843	Static dP Per Row, Pa	88.6974
Face Velocity Specified?	NO		
Bundle and Bay:			
Bundle Width, m	0.610	Tube Length, m	1.219
Orientation	Horizontal	Total Number of Bundles	1
Bundles In Parallel/Series	1/1	Bundles in Row/Column	1/1
Bays In Parallel/Series	1/1		
Tube and Fin:			
Number of Tubes	60	Outer Diameter of Tube m	0.027
Tube Inside Diameter, m	0.021	Tube Wall Thickness, m	0.003
Tube Pitch, m	0.058	Internal Roughness	0.00007
Tube Pattern	30	Number of Tube Passes	6
Total Number of Rows	6	Rows Per Pass	1
Tube Type	Welded	Tube Material	A-249-316L
Finned tube Code	1	Fin Attachment	Welded
Number of Fins Per Inch	9.0	Fin Tube OD, m	0.047
Fin Thickness, m	0.000	Fin Material	1 Carbon Steel
Ratio of Finned/Bare Outer Area	10.858	Ratio of Outer/Inner Area	12.165
Hydraulic Diameter, m	0.030		

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

=====
ZONE-BY-ZONE ANALYSIS
=====

----- ZONE	1	2	3	4	5
----- Overall -----					
Inc. Heat Load	11.12	11.12	11.12	11.12	11.12
kW					
LMTD K	61.25	67.23	73.16	79.02	84.82
Overall Coef.	20.36	20.65	20.94	21.24	21.54
W/m ² -K					
AINC m ²	8.91	8.01	7.26	6.62	6.08
Tube R. m ² -K/W	0.01609545	0.01531237	0.01454452	0.01378512	0.01303464
Tube F. m ² -K/W	0.00243338	0.00243338	0.00243338	0.00243338	0.00243338
Wall R. m ² -K/W	0.00227742	0.00227742	0.00227742	0.00227742	0.00227742
Air F. m ² -K/W	0.00001506	0.00001506	0.00001506	0.00001506	0.00001506
Air R. m ² -K/W	0.02810141	0.02821378	0.02832603	0.02843777	0.02855079

----- Tube Side -----

Process Type	LIQCOOL	LIQCOOL	LIQCOOL	LIQCOOL	LIQCOOL
Temp. K	367.59	376.77	385.91	395.02	404.09
T wall K	349.90	358.01	366.27	374.64	383.12
Vap. Rate kg/h	0	0	0	0	0
Liq. Rate kg/h	1032	1032	1032	1032	1032
Film Coeff.	858.47	902.37	950.01	1002.34	1060.05
W/m ² -K					
Vap. Den. kg/m ³					
Liq. Den. kg/m ³	961.7249	955.1208	948.1828	940.9338	933.3909
Mome. dP Pa	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Grav. dP Pa	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fric. dP Pa	6.58	5.80	5.17	4.65	4.22
Vel. m/sec	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09
Re Number	5800	6429	7068	7713	8355

CHEMCAD 6.3.1

Page 2

----- ZONE	1	2	3	4	5
----- Air Side -----					
Process Type	VAPHEAT	VAPHEAT	VAPHEAT	VAPHEAT	VAPHEAT

Retrofit de una caldera de carbón pulverizado
para control de NO_x mediante sistema SCR



Temp. K	303.31	306.18	309.10	312.07	315.09
T wall K	343.29	350.70	358.25	365.91	373.69
Prandtl No.	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71
Prandtl No. at Wall	0.76	0.77	0.78	0.80	0.81
Vap. Rate kg/h	5437	5437	5437	5437	5437
Film Coeff.	35.59	35.44	35.30	35.16	35.03
W/m2-K					
Fric. dP Pa	522.86	522.86	522.86	522.86	522.86
Vap. Den. kg/m3	0.1253	0.1220	0.1190	0.1161	0.1133
Liq. Den. kg/m3					
Max. Cros. Vel. m/se	36.94	36.94	36.94	36.94	36.94
Cross-Flow Re	5768	5768	5768	5768	5768

CHEMCAD 6.3.1

Page 3

ZONE	6	7	8	9	10
------	---	---	---	---	----

---- Overall ----

Inc. Heat Load	11.12	11.12	11.12	11.12	11.12
kW					
LMTD K	90.57	96.27	102.05	107.96	113.86
Overall Coef.	21.85	22.16	22.38	22.47	22.55
W/m2-K					
AINC m2	5.62	5.21	4.87	4.58	4.33
Tube R. m2-K/W	0.01229511	0.01157102	0.01103130	0.01076666	0.01053092
Tube F. m2-K/W	0.00243338	0.00243338	0.00243338	0.00243338	0.00243338
Wall R. m2-K/W	0.00227742	0.00227742	0.00227742	0.00227742	0.00227742
Air F. m2-K/W	0.00001506	0.00001506	0.00001506	0.00001506	0.00001506
Air R. m2-K/W	0.02866350	0.02877552	0.02888308	0.02898353	0.02908180

---- Tube Side ----

Process Type	LIQCOOL	LIQCOOL	LIQCOOL	LIQCOOL	LIQCOOL
Temp. K	413.12	422.09	431.01	439.85	448.63
T wall K	391.71	400.39	408.87	416.92	424.90
Vap. Rate kg/h	0	0	0	0	0
Liq. Rate kg/h	1032	1032	1032	1032	1032
Film Coeff.	1123.82	1194.14	1252.57	1283.35	1312.08
W/m2-K					
Vap. Den. kg/m3					
Liq. Den. kg/m3	925.5649	917.4612	909.0801	900.4164	891.4609
Mome. dP Pa	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Grav. dP Pa	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Fric. dP Pa	3.86	3.55	3.05	2.86	2.70
Vel. m/sec	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09
Re Number	8994	9626	10248	10858	11456

CHEMCAD 6.3.1

Page 4

ZONE	6	7	8	9	10
------	---	---	---	---	----

---- Air Side ----

Process Type	VAPHEAT	VAPHEAT	VAPHEAT	VAPHEAT	VAPHEAT
Temp. K	318.17	321.30	324.36	327.25	330.13
T wall K	381.57	389.54	397.33	404.73	412.07
Prandtl No.	0.71	0.71	0.71	0.71	0.71
Prandtl No. at Wall	0.82	0.83	0.85	0.86	0.87
Vap. Rate kg/h	5437	5437	5437	5437	5437
Film Coeff.	34.89	34.75	34.62	34.50	34.39
W/m2-K					
Fric. dP Pa	522.86	522.86	522.86	522.86	522.86
Vap. Den. kg/m3	0.1106	0.1081	0.1057	0.1034	0.1012
Liq. Den. kg/m3					
Max. Cros. Vel. m/se	36.94	36.94	36.94	36.94	36.94
Cross-Flow Re	5768	5768	5768	5768	5768

ANEXO 8-Curvas del Ventilador de Tiro Inducido

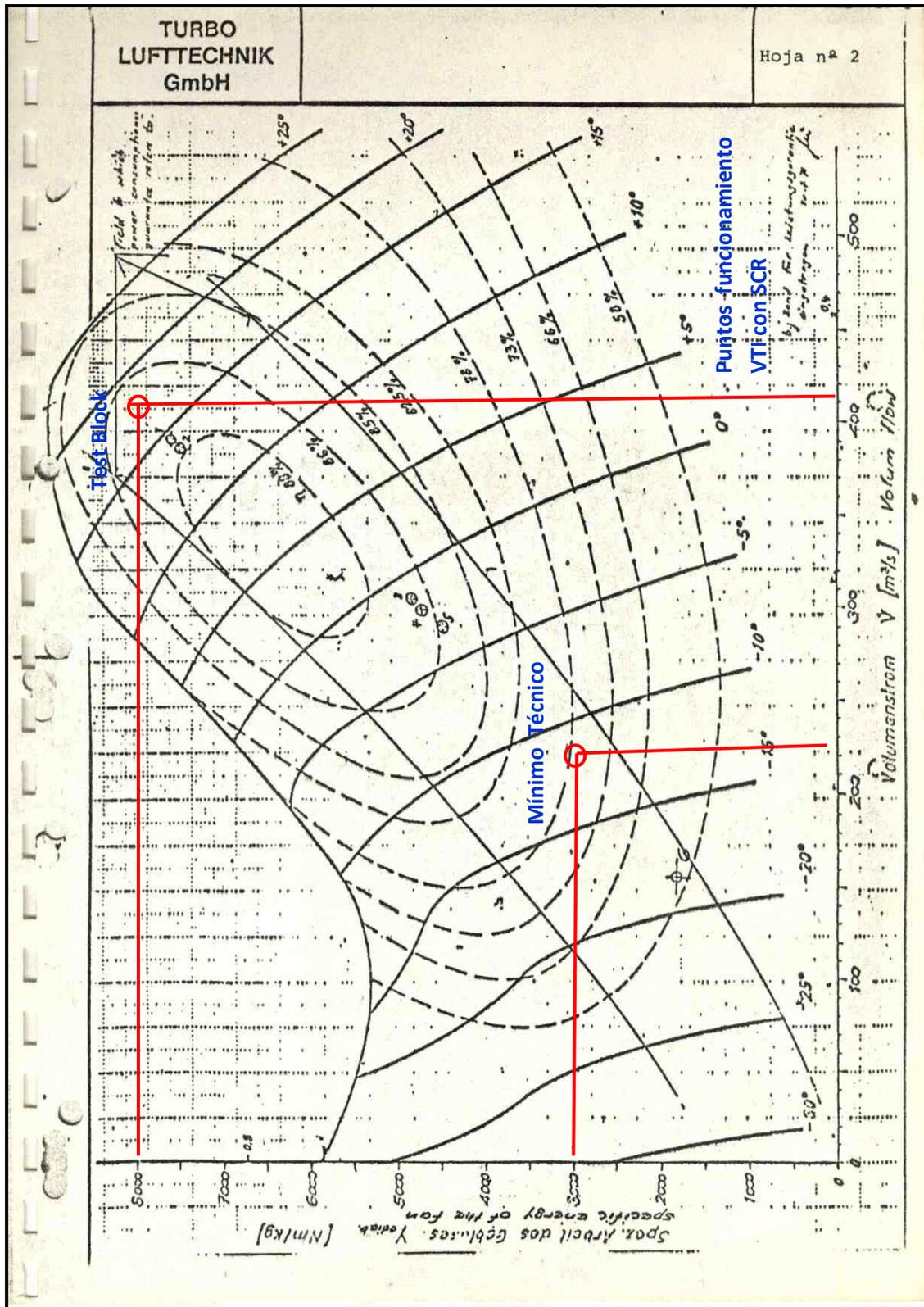


Figura 9.1 Curvas del ventilador de tiro inducido

ANEXO-9-Pautas para realizar el plan de manejo de catalizador

Actividad del catalizador

La principal propiedad del catalizador es la actividad DeNO_x, la cual sirve como medida de cuánto acelera el catalizador la cinética de la reacción, a mayor actividad mayor es la velocidad y mayor es la reducción de NO_x.

La actividad del catalizador puede definirse en términos de una constante de actividad K. Este parámetro es dependiente de la composición química y física del material del catalizador, así como la composición química de los gases de combustión, la temperatura de estos y los fenómenos de transferencia de masa, los cuales son principalmente determinados por la velocidad de los gases de combustión. Las referencias bibliográficas [19][20][21] consultadas explican el desarrollo de los modelos de transferencia de masa utilizados habitualmente.

Para comparar la constante de actividad de los diferentes catalizadores; es, por tanto, necesario realizar medidas en condiciones estándar. Bajo estas condiciones constantes se puede extraer un valor de la actividad y de la eficiencia de reducción de NO_x. [15]

Si la concentración NO_x y la NH₃ son equivalentes, entonces la eficiencia de eliminación de NO_x depende de la constante de actividad y del ratio de flujo de gas en la zona superficial, llamada velocidad de área AV.

$$\text{Velocidad de área} \quad AV = \frac{V}{F} \text{---} V \text{ flujo de gas y } F \text{ superficie del catalizador} \quad (10)$$

$$\text{Eficiencia de eliminación} \quad \eta = (\text{NO}_{x\text{in}} - \text{NO}_{x\text{out}}) / \text{NO}_{x\text{in}} = 1 - e^{-(K/AV)} = 1 - e^{-x} \quad (11)$$

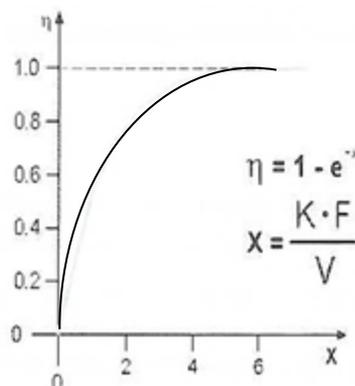


Figura 9.2 Gráfico de evolución de la eficiencia del catalizador

Tanto la velocidad de área como la eficiencia de eliminación de NO_x pueden ser medidas. Es por tanto posible calcular la K.

La constante de actividad inicial, K₀, del material de catalizador fresco resulta de la mínima área de catalizador requerida. Sin embargo, como consecuencia del descenso de la constante

de actividad, al final de la vida específica se requiere una mayor superficie de actividad. Siendo K descrita como:

$$K = K_0 e^{\left(\frac{1}{\tau}\right)} \quad (9)$$

La actividad del catalizador disminuye con el tiempo y, por tanto, tiene que preverse en el diseño un volumen de catalizador, de forma que sea suficiente para obtener la eliminación de NO_x requerida y que la adición de amoníaco para mantener la actividad no sea excesiva, sin exceder el máximo de slip de amoníaco. [15]

La sustitución o adición de capas de catalizador no será una operación de mantenimiento periódica. Con el paso del tiempo el catalizador se desactiva, por lo que es habitual colocar una capa extra de reserva para su utilización en un futuro, manteniendo así la efectividad del equipo y aprovechando la vida real del catalizador. Por ello, ha de realizarse un plan de manejo para que el aprovechamiento de las capas de catalizador sea máxima, como el que aparece en el apartado 4.1.2.4.

Mecanismos de desactivación del catalizador SCR

Bajo condiciones ideales, el catalizador SCR sería capaz de reducir NO_x por un periodo de tiempo ilimitado. Sin embargo, hay muchos factores que provocan la desactivación prematura del catalizador SCR. Las pérdidas de actividad del catalizador a lo largo del tiempo se dividen generalmente en dos categorías:

Desactivación química también es denominada envenenamiento, y es causada por fuertes quimiosorciones de reactivos, productos o impurezas en lugares donde por el contrario están disponibles para la catálisis. [15]

Igual de importante es la desactivación física, la cual ocurre cuando los poros del catalizador se bloquean, impidiendo de forma efectiva el contacto de NO_x con el catalizador.

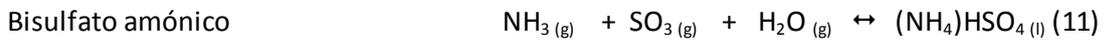
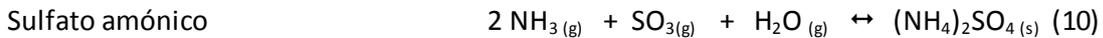
Ambas tienen el efecto de reducir la capacidad de DeNO_x del catalizador. Los diferentes mecanismos de desactivación se enumeran a continuación.

- Sulfuros

Como se expone en el apartado de catalizadores, la adición de vanadio en el catalizador mejora la actividad DeNO_x, pero a su vez incrementa la oxidación de SO₂ en SO₃, incrementando la concentración de SO₃ en la salida de gases de combustión. [15], [22]

La oxidación de SO₂ depende de manera significativa de la temperatura y también de la formulación del catalizador, según su composición en vanadio. El ratio de oxidación común se encuentra entre 0.5% hasta el 3% o más en combustibles con bajo contenido en azufre.

El SO₃ formado durante la combustión, y por la reacción catalítica, puede combinarse con amoníaco para formar sales de amoníaco a ciertas temperaturas, de acuerdo a las siguientes reacciones:



El bisulfato amónico (ABS) se presenta en forma de pequeñas partículas pegajosas que causan unos mayores problemas de ensuciamiento y corrosión en el precalentador de aire y en la superficie del catalizador.

El ratio de formación del ABS es función de las concentraciones de SO₃ y de NH₃, y de la temperatura. En el SCR, el gas pasa a través de pequeños canales formados por el material catalítico con una muy alta porosidad; en el interior de los poros, la presión de condensación de las sustancias gaseosas se modifica de forma que la temperatura de condensación de ABS se incrementa en los poros comparado con una superficie plana. Esta temperatura puede ser calculada para cualquier combinación de SO₃ y NH₃.

Es muy importante operar el SCR por encima de esa temperatura para evitar la posible condensación de venenos dentro de los poros del catalizador. A temperaturas por debajo de la *temperatura mínima operativa* la inyección de amoníaco tiene que suspenderse.

Para limitar el impacto de estas deposiciones hay varios métodos efectivos. La instalación de sopladores de cenizas es uno, en el apartado de equipos auxiliares se analiza. Otro método es el lavado ácido (lavado químico), efectivo pero con la contraposición de la generación de aguas residuales ácidas que deben tratarse. La manipulación de la temperatura de gases es otra posible solución, también desarrollada más adelante. El cambio más drástico es el cambio de combustible o desulfuración previa del carbón. Las concentraciones elevadas de SO₃ aumentan el punto de rocío del ácido incluido en el gas, lo que lleva a corrosión a temperaturas bajas y a la necesidad de recubrimientos especiales en los equipos expuestos a estos gases. [15], [22]

- Sinterización térmica

La desactivación térmica del catalizador, denominada sinterización, puede ser atribuida a los cambios en la estructura física de los catalizadores en sí mismos. La sinterización térmica causa la pérdida de zonas activas en el catalizador debido al crecimiento de cristales metálicos, reduciendo la superficie disponible para la reacción DeNO_x.

Asimismo, el sustrato de titanio para catalizadores puede perder área superficie debido al cambio en su estructura cristalina. Ambos fenómenos ocurren a altas temperaturas. La estabilidad térmica se maximiza con la incorporación de tungsteno en la formulación del catalizador; según la formulación se alcanzan diferentes temperaturas máximas operativas. Como resultado, la sinterización es despreciable a temperaturas normales de operación del SCR. [22]

- Deposición de metales alcalinos

Los metales alcalinos, en particular sodio y potasio, pueden reaccionar con las zonas activas del catalizador y revertirlas a inertes. La presencia sodio (Na) y potasio (K) es la que principalmente preocupa, especialmente cuando se encuentran en solución acuosa, donde son móviles y penetran en los poros del catalizador. Desde que la reacción de reducción de NO_x tiene lugar muy cerca de la superficie exterior del catalizador, el grado de desactivación depende de la concentración de metales alcalinos en las superficies de cenizas volantes, las cuales pueden entrar en contacto con las zonas activas del catalizador.

Para las aplicaciones de carbón el riesgo de este tipo de envenenamiento no es alto, ya que los metales alcalinos no son solubles en cenizas volantes; mientras que para la biomasa, como la formada con polvo de madera, es mayor debido al contenido de potasio soluble. [22]

- Deposición de arsénico

El arsénico gaseoso (As₂O₃) en los gases de combustión es el causante del envenenamiento por arsénico. Éste se dispersa a través de condensación capilar en el catalizador, donde reacciona a una forma de partículas sólidas en el conjunto del catalizador (zonas activas y no activas). Como sucede con los metales alcalinos, el envenenamiento de arsénico se disminuye teniendo en cuenta este tipo de ataque a la hora del diseño de la formulación del catalizador, en lo referente a la homogeneidad de su composición. Asimismo, debido a las mayores limitaciones de difusión en la condensación capilar del arsénico, la optimización de la estructura porosa reduce la desactivación por este mecanismo.

En el caso de las calderas con recogida húmeda de cenizas, donde, en principio, es más problemático el envenenamiento por arsénico, puede añadirse Limestone para reducir la concentración de arsénico gaseoso. El CaO libre del limestone reacciona con el arsénico, formando partículas sólidas inertes de Ca(AsO₄). [15], [22]

- Metales alcalinotérreos

El envenenamiento por metales alcalinotérreos se produce cuando el CaO de las cenizas volantes y del Limestone reacciona con el SO₃ adsorbido sobre la superficie del catalizador, formando CaSO₄. Éste puede provocar el recubrimiento de las zonas activas, de forma que se evita el contacto entre los reactivos de emisión con el catalizador. La ruta exacta de desactivación no se entienden del todo otros mecanismos de desactivación juegan un papel importante. [15]

- Obstrucción de catalizador

La obstrucción del catalizador tiene dos causas principalmente: deposición de sales de amoníaco y deposición de cenizas volantes.

La formación y deposición de sales de amoníaco se evita manteniendo la temperatura de entrada al SCR por encima de la temperatura de formación de sales. Por lo general, las temperaturas bajas se producen únicamente en operación a carga parcial.

La deposición de cenizas volantes se minimiza con un flujo apropiado a través de la sección del catalizador, y empleando los dispositivos apropiados de soplado.

En ocasiones, cuando la velocidad de los gases de combustión es muy alta, las cenizas de partículas largas pueden alcanzar la superficie del catalizador desde la salida de caldera.

- Erosión

La erosión del catalizador está causada por los impactos de las cenizas volantes en la cara del catalizador. La erosión de éste es función de la velocidad de los gases, las características del gas, el ángulo de impacto y las propiedades del catalizador.

La experiencia muestra que la erosión insignificante ocurre con sistemas con un diseño apropiado y con un material de catalizador de duración. Un flujo pobre y una distribución de cenizas en la entrada del catalizador es la fuente de la mayoría de los problemas. [22]

Plan de manejo del catalizador

Cuando el slip de amoníaco supera el límite de diseño, debe sustituirse el catalizador o añadirse nuevas capas de catalizador. La vida del catalizador es el periodo en el cual la eficiencia de reducción de NO_x se mantiene sin superar el límite de diseño del slip de amoníaco. Habitualmente los proveedores garantizan una vida aproximada de tres años. [15]

Un programa de manejo planifica la sustitución o adición de capas de catalizador en un periodo de tiempo a largo plazo. En la mayoría de casos la configuración del reactor es de la forma 2 + 1, dos capas llenas y una vacía de reserva. Cuando las capas iniciales llegan al final de su vida se agrega la capa vacía. Esta adición se programa para que la eficiencia de reducción se mantenga en el mismo nivel durante un largo periodo de tiempo. En el siguiente fin de vida se elimina uno de las capas iniciales para sustituirla por una fresca. La figura muestra una programación para la operación durante 90.000 horas del reactor SCR con un nivel máximo de slip de amoníaco de 2 ppm. En la figura 9.3 se muestra el plan de manejo aproximado que tendría la central utilizada como objeto de estudio.

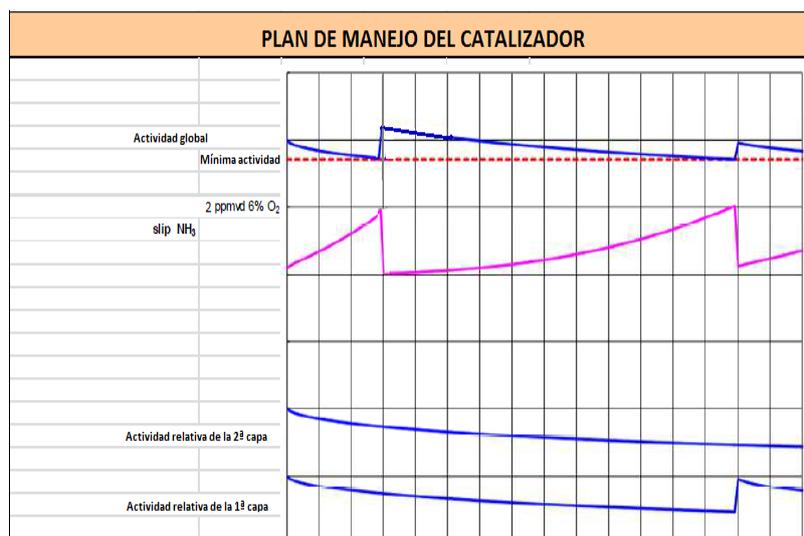


Figura 9.3 Ejemplo de plan de manejo del catalizador