

Año Académico: 2007

## **Proyecto Fin de Carrera:**

TÍTULO: Análisis energético de las diversas alternativas aplicables a una planta de clinkerización y producción de cemento.

**Autora: María del Pilar Orihuela Espina**

Departamento: Ingeniería Energética y Mecánica de Fluidos.  
Escuela Superior de Ingenieros.

**Director del Proyecto: Dr. Antonio Muñoz Blanco**

Grupo de Máquinas y Motores Térmicos de Sevilla.  
Escuela Superior de Ingenieros.

Escuela Superior de Ingenieros. Universidad de Sevilla. Sevilla.

# Índice general

<b>1. Objetivos</b>	<b>7</b>
1.1. Identificación del Proyecto y proponente . . . . .	7
1.2. Situación de Cementos del Marquesado S.A. . . . .	7
1.3. Justificación del estudio . . . . .	8
1.4. Situación de la planta . . . . .	10
<b>2. Antecedentes</b>	<b>12</b>
2.1. Introducción . . . . .	12
2.2. Química del clínker de cemento. . . . .	14
2.2.1. Materias primas básicas. . . . .	14
2.2.2. Componentes adicionales en las materias primas. . . . .	16
2.2.3. Dosificación y análisis. . . . .	18
2.2.4. Fases del clínker de cemento. . . . .	20
2.2.5. Reacciones químicas necesarias para la formación de cemento. . . . .	23
2.3. Propiedades físicas del cemento. . . . .	28
2.3.1. Calor de hidratación . . . . .	29
2.3.2. Tiempo de fraguado . . . . .	29
2.3.3. Resistencia . . . . .	30
2.3.4. Contracción durante el secado . . . . .	30
2.3.5. Durabilidad . . . . .	31
2.4. El proceso de elaboración del cemento. . . . .	31
2.4.1. Preparación de la materia prima. . . . .	33
2.4.2. Calcinación . . . . .	36
2.4.3. Obtención de cemento a partir de clínker. . . . .	39
2.5. Análisis energético de la fabricación del cemento. . . . .	40
2.6. Impacto ambiental. . . . .	42
<b>3. Demanda Térmica</b>	<b>45</b>
3.1. Introducción . . . . .	45
3.2. Balance de materia . . . . .	46

3.3. Balance de energía . . . . .	48
3.4. Análisis comparativo de varios tipos de combustible . . . . .	49
3.5. Estimación de la cantidad de combustible necesario para suplir la demanda térmica . . . . .	55
<b>4. Demanda Eléctrica</b>	<b>60</b>
4.1. Introducción . . . . .	60
4.2. Acercamiento de la red eléctrica. . . . .	61
4.3. Turbina de vapor (TV) . . . . .	62
4.3.1. Introducción a la turbina de vapor . . . . .	62
4.3.2. Análisis de las configuraciones que pueden aplicarse a la turbina de vapor . . . . .	65
4.3.3. Procedimiento de diseño. . . . .	67
4.3.4. Procedimiento de cálculo. . . . .	73
4.3.5. Resolución de la turbina de vapor con ayuda de un software. . . . .	81
4.4. Ciclo combinado (CC) . . . . .	84
4.4.1. Análisis de las posibles configuraciones que pueden apli- carse a la planta de CC . . . . .	87
4.4.2. Procedimiento de diseño. . . . .	93
4.4.3. Procedimiento de cálculo. . . . .	103
4.4.4. Proceso de optimización del ciclo simple . . . . .	110
4.4.5. Resolución del ciclo combinado con ayuda de un software. . . . .	120
4.4.6. Ciclo combinado con dos turbinas de gas . . . . .	125
4.5. Cogeneración . . . . .	128
<b>5. Emisiones</b>	<b>131</b>
5.1. Introducción . . . . .	131
5.2. Fuentes contaminantes de la industria del cemento. . . . .	132
5.3. Posibles afecciones y riesgos ambientales derivados de las difer- entes sustancias contaminantes. . . . .	139
5.4. MTD con carácter general. . . . .	150
5.5. MTD para el control de óxidos de nitrógeno. . . . .	152
5.6. MTD para el control de óxidos de azufre. . . . .	154
5.7. MTD para el control de partículas. . . . .	155
5.7.1. Proceso de selección del filtro de mangas. . . . .	161
5.7.2. Proceso de selección del precipitador electrostático. . . . .	163
5.8. Legislación . . . . .	165

<b>6. Conclusiones</b>	<b>168</b>
6.1. Demanda térmica. . . . .	168
6.2. Demanda eléctrica. . . . .	169
6.3. Control de emisiones. . . . .	171

# Índice de figuras

2.1.	Contenido en $CaCO_3$ de los diversos materiales empleados en la industria del cemento [7]. . . . .	15
2.2.	Límites recomendados en la composición del crudo [15]. . . . .	16
2.3.	Imagen al microscopio óptico de las fases del clínker de cemento [20]. . . . .	21
2.4.	Características fundamentales de las principales fases del clínker [15]. . . . .	23
2.5.	Procesos químicos necesarios para la formación de cemento . . . . .	27
2.6.	Esquema de una planta de cemento. . . . .	32
2.7.	Etapas del proceso de preparación de las materias primas. . . . .	34
2.8.	Perfil de la temperatura en un horno de cocción de clínker. . . . .	38
2.9.	Rango de emisiones de los hornos de cemento europeos [13]. . . . .	44
3.1.	Diagrama de procesos. Flujos de materia correspondientes a la elaboración de 1 kg de clínker. . . . .	47
3.2.	Diagrama de flujo de energía en una planta de fabricación de clínker. . . . .	50
3.3.	Composición y poder calorífico de varios tipos de carbones. . . . .	52
3.4.	Composición del gas natural. . . . .	53
3.5.	Necesidades de carbón para satisfacción de la demanda térmica. . . . .	58
3.6.	Necesidades de coque para satisfacción de la demanda térmica. . . . .	58
3.7.	Necesidades de gasóleo para satisfacción de la demanda térmica. . . . .	59
3.8.	Necesidades de gas natural para satisfacción de la demanda térmica. . . . .	59
4.1.	Ciclo Rankine característico de las plantas de vapor. . . . .	63
4.2.	Diagrama simplificado de una planta de vapor. . . . .	64
4.3.	Turbina de vapor con recalentamiento intermedio . . . . .	66
4.4.	Turbina de vapor con ciclo regenerativo . . . . .	67
4.5.	Configuración recomendada para la planta de TV. . . . .	69
4.6.	Hipótesis inicial acerca del rendimiento de los equipos . . . . .	72

4.7. Esquema numerado del ciclo en la turbina de vapor. . . . .	74
4.8. Características termodinámicas de todos los puntos del ciclo. .	79
4.9. Ecuaciones de balance de materia en la planta de TV. . . . .	80
4.10. Ecuaciones de balance de energía en la planta de TV. . . . .	80
4.11. Necesidades de carbón para la planta de TV . . . . .	83
4.12. Resultados del cálculo de la TV por los dos procedimientos . .	83
4.13. Esquema de los elementos constituyentes de una planta de CC	85
4.14. Diagrama T-S de la evolución de los fluidos en una planta de CC . . . . .	86
4.15. Diagrama T-Q del proceso de transferencia de calor en una caldera de recuperación . . . . .	87
4.16. Esquema de una planta de CC con dos niveles de presión . . .	89
4.17. Esquema de una planta de CC con tres niveles de presión y recalentamiento intermedio . . . . .	92
4.18. Configuración recomendada para la instalación de una planta de CC en la fábrica de clínker . . . . .	94
4.19. Ficha técnica de la turbina de gas seleccionada para el CC . .	97
4.20. Solubilidad de los gases en agua según temperatura . . . . .	101
4.21. Hipótesis inicial acerca del rendimiento de los equipos. . . . .	102
4.22. Esquema numerado de los diversos puntos que componen el ciclo termodinámico en la TV. . . . .	104
4.23. Características termodinámicas de todos los puntos del ciclo de vapor. . . . .	108
4.24. Diagrama T-Q en la caldera de recuperación . . . . .	110
4.25. Balance en un tramo de la caldera. . . . .	115
4.26. Balance a lo largo de toda la caldera. . . . .	117
4.27. Necesidades de gas natural para la planta de CC . . . . .	123
4.28. Resultados del cálculo del CC por los dos procedimientos . . .	124
4.29. Ficha técnica de la turbina de gas para el CC con dos TGs. . .	126
4.30. Diagrama T-Q de del ciclo combinado con dos turbinas de gas.	129
5.1. Límites de emisión aplicables a la industria del cemento en España . . . . .	167

# Capítulo 1

## Objetivos

### 1.1. Identificación del Proyecto y proponente

El presente Proyecto Fin de Carrera tiene por título: **Análisis energético de las diversas alternativas aplicables a una planta de clinkerización y producción de cemento.**

El desarrollo de este documento surge como respuesta a la iniciativa de Cementos del Marquesado S.A. de erigir una nueva planta en Granada. Aunque la Empresa es real y la mayoría de los datos empleados para el desarrollo son ciertos, el Proyecto no supuso finalmente la respuesta devuelta a las solicitudes de la misma. Eso fue debido a la prolongación temporal que sufría la recepción de datos, que hubiera demorado demasiado la entrega del Proyecto.

El informe definitivo lo recibió en su momento Cementos del Marquesado S.A. de manos de D. Antonio Muñoz Blanco, Catedrático del Grupo de Motores Térmicos de la Universidad de Sevilla, y su contenido es, hasta el momento, confidencial.

### 1.2. Situación de Cementos del Marquesado S.A.

En el momento en que se decidió dar comienzo a este Proyecto, la Empresa Cementos del Marquesado S.A. tenía abierta una fábrica de cemento en Antequera (Málaga). Es una planta que fabrica cemento a partir de clínker, es decir, una planta en la que el punto de partida no son las materias primas básicas (caliza, arcillas y yeso), sino una materia prima semielaborada

denominada clínker de cemento.

La meta que persigue Cementos del Marquesado S.A., en este momento, es la construcción de una nueva fábrica que incluya esta parte del proceso de producción que no posee la planta ya existente. Para ello empleará un terreno ubicado en la Provincia de Granada, en el cual pretende disponer todas las infraestructuras necesarias para la elaboración de cemento desde su etapa inicial.

Con la instauración de la nueva fábrica, la empresa pretende suplir las necesidades de clínker, no solo en la propia planta sino también en la planta antigua, lo que supondría un ahorro por cuanto se evita tener que comprar el clínker a otras empresas del sector.

### 1.3. Justificación del estudio

El objetivo del presente estudio es el análisis desde un punto de vista energético de las mejores alternativas aplicables a la proyección de la nueva planta de clinkerización y producción de cemento.

En este sentido, el estudio incluye un análisis de las diversas posibilidades que se presentan a la hora de satisfacer las demandas de la planta, tanto desde el punto de vista térmico como eléctrico. La demanda térmica hace referencia únicamente al consumo directo de combustible en los hornos de sinterización del clínker, lo cual representa casi el 90 % del consumo energético total de la planta. El resto se contabiliza dentro de la demanda eléctrica ya que representa la energía, que sin tener a priori un origen determinado, ha de consumirse en forma de energía eléctrica; es el caso de las bombas, los compresores, los ventiladores, el mecanismo de rotación del horno, los mecanismos de inyección del combustible, el consumo de luz de los operarios, calefacción, refrigeración, las cintas transportadoras, etc.

El estudio que ahora se plantea, se sitúa dentro del Proyecto global como la etapa que sigue al prediseño estructural de la fábrica. Esto implica que es un paso intermedio y que, por tanto, ha de ser una continuación de un trabajo previo llevado a cabo por la Empresa.

En efecto, el diseño de la planta se está efectuando para que trabaje según un proceso de fabricación conocido como de **vía seca, con horno rotativo, precalentadores de ciclones y precalcinador**, habiéndose previsto una

producción de clínker de entre 3000 y 3300 T/día. Existen, por tanto, unas hipótesis de partida relativas al diseño conceptual de la fábrica, sobre las cuales no procede realizar ninguna modificación.

El prediseño del horno de clinkerización se ha realizado en base a la utilización de carbón como combustible. Uno de los datos que ofrecía inicialmente Cementos del Marquesado S.A. era la composición del carbón disponible:

Cenizas	10-12 % en masa
Volátiles	22-24 % en masa
Azufre	máximo 2,5 % en masa de S
Cloruros	máximo 0,025 % en masa de Cl
Humedad	máximo 1 % en masa de H <sub>2</sub> O
PCI	mínimo 25707 kJ/kg

También se hacía mención somera en los datos iniciales a un determinado tipo de gas natural al que la empresa parece tener acceso:

Peso específico	0,8801 g/l
Densidad relativa (aire = 1)	0,6803
PCS	45040 kJ/m <sup>3</sup>
PCI	42040 kJ/m <sup>3</sup>

En este Proyecto se estudiará detenidamente la posibilidad de emplear en el horno rotativo otros combustibles como coque de petróleo, gasóleo o gas natural. El empleo de los mismos se analizará desde varios puntos de vista teniéndose en cuenta aspectos como el consumo teórico, su disponibilidad, precio, limpieza, etc. Lo que se pretende con todo ello es, bien garantizar la idoneidad del carbón como combustible en la fabricación del clínker, bien facilitar la comparación entre otros combustibles en el caso de que el carbón no resulte ser finalmente el fuel más recomendable.

Por otro lado, la empresa prevé un consumo eléctrico de aproximadamente unos 26 MVA. Para el desarrollo de este Proyecto se ha considerado en bien suponer para todos los cálculos un consumo eléctrico de 30 MVA. Esta modificación sitúa los resultados del lado de la seguridad y facilita la adecuación de la instalación en caso de requerirse una futura ampliación de la planta.

Uno de los capítulos del documento se destina íntegramente a la valoración de los medios más habituales de suplir una demanda eléctrica como la planteada en el párrafo anterior. Entre dichos medios se incluye la solución que parece, a priori, la más directa, que es emplear la red eléctrica nacional; aunque también se analizarán diversas maneras de generar la electricidad *in situ*.

Para cada alternativa propuesta, se comentarán las principales ventajas e inconvenientes y, en los casos en que sea necesario, se incluirá un prediseño de las instalaciones generadoras.

Otro de los objetivos que se plantean en este Proyecto es el análisis de las diversas emisiones contaminantes que previsiblemente generará la fábrica. En dicho análisis se llevará a cabo una revisión de los principales riesgos que conllevan y de la legislación que actualmente regula dichas emisiones.

Lo que Cementos del Marquesado S.A. solicita a este respecto es una propuesta de soluciones tecnológicas destinadas al cumplimiento de la normativa, o lo que es lo mismo, una recomendación sobre las Mejores Técnicas Disponibles actualmente para el control de las sustancias contaminantes que presumiblemente se generarán en el proceso productivo del cemento.

## 1.4. Situación de la planta

La fábrica pretende ser erigida en la comarca del Marquesado (en la provincia de Granada), situada a una distancia de aproximadamente 15 km al noreste de la ciudad de Guadix. El terreno destinado a su construcción se encuentra a una altura de 1200 m sobre el nivel del mar en un entorno geográfico relativamente abrupto.

Los datos básicos proporcionados por Cementos del Marquesado S.A. acerca de las condiciones del lugar de instalación eran las siguientes:

Localización de la planta	Alcudia de Guadix (Granada)
Altitud	1200 m.s.m.
Temperatura ambiente máxima	40°C
Temperatura media de referencia	20°C
Temperatura ambiente mínima	-15°C
Humedad relativa	80 %

Algunos de estos datos serán de interés en el transcurso de la investigación, especialmente en el capítulo referente a la satisfacción de la demanda eléctrica.

En el Anexo I se ha incluido un mapa geográfico de la zona con marcas sobre localizaciones de interés para el desarrollo del informe.

# Capítulo 2

## Antecedentes

### 2.1. Introducción

Se aplica el término **conglomerante hidráulico** a la sustancia que, después de amasada con agua, es capaz de fraguar ya sea al aire o sumergida en agua, adquiriendo la dureza de una piedra para permanecer así indefinidamente.

El nombre **cemento** es de origen romano. Los constructores romanos dominaron, de modo seguro, no sólo las obras de albañilería, sino también la fabricación de hormigones a partir de cantos rodados o de detritos rocosos.

Los romanos llamaron *opus caementitium* (obra cementicia) a ciertos elementos constructivos del tipo del hormigón, los cuales se obtenían a partir de piedra machacada y materiales similares, conglomerados con cal calcinada. El conglomerante propiamente dicho en todos los hormigones romanos era un mortero de cal con adición de tierra puzolánica (cenizas volcánicas).

Más tarde, se designaron como *cementum* aquellos materiales de adición que, añadidos a la cal calcinada, impartían a ésta propiedades hidráulicas, es decir, la capacidad de combinarse con el agua, fraguando y endureciendo en húmedo e incluso bajo agua.

Hasta la segunda mitad del siglo XXVIII hubo una falta absoluta de claridad acerca de las causas responsables de las propiedades y del comportamiento hidráulico de los conglomerantes. Hasta entonces se denominaba cemento a toda sustancia que podía ennoblecer a otra; cementación significaba la interpenetración de cuerpos sólidos con la tendencia a mejorar su

aptitud resistente.

La transición del mortero hidráulico de cal y tierras puzolánicas, sobre los que todavía se apoyaba la construcción hasta alrededor de 1750, al cemento pörtland tiene lugar entre 1800 y 1850.

Tras numerosos ensayos, el ingeniero inglés John Smeaton reconoció en 1756 la importancia del contenido de arcilla en la hidraulicidad. En 1796 James Parker obtuvo en Inglaterra, a partir de nódulos de una marga llamada septaria, de la región londinense, un conglomerante hidráulico al que llamó *cemento romano*.

Los primeros ensayos para producir cemento por calcinación de una mezcla artificial de caliza y arcilla se llevaron a cabo simultáneamente en Francia y Alemania a principios del siglo XIX. El francés L.J.Vicat y el alemán J. F. John, de modo independiente, pero trabajando ambos según un plan científicamente organizado, encontraron que un contenido de arcilla en la caliza del orden del 27 al 30 % constituían la composición más favorable para la fabricación del clínker de cemento [14].

Fue el inglés Joseph Aspdin quien, en 1824, logró fabricar una excelente cal hidráulica, por cocción a alta temperatura de una mezcla de cal y arcilla. Al conglomerante obtenido lo llamó cemento portland, si bien por su composición y propiedades correspondía a lo que en la nomenclatura actual se designa como cal hidráulica.

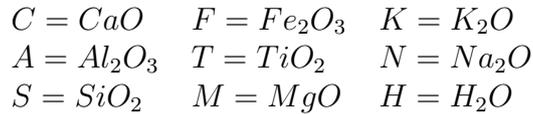
Fue su hijo William Aspdin quien por primera vez, en 1843, consiguió, por cocción a una temperatura aún mayor, la obtención de un conglomerante que, junto a una masa de incocido, contenía una proporción considerable de material sinterizado. Este material alcanzó resistencias notablemente superiores a las de los precedentes; según la nomenclatura actual habría que designarlo como el primer **cemento portland**.

En la segunda mitad del siglo XIX se desarrolló rápidamente la industria del cemento en varios países. En Alemania se descubrieron las propiedades hidráulicas latentes de las escorias granuladas de alto horno y se creó, por activación de las mismas, el cemento siderúrgico. En Francia se obtuvieron los primeros cementos aluminosos, que constaban principalmente de una fase sólida de aluminato monocálcico, cristalizada a partir de una fase fundida [15].

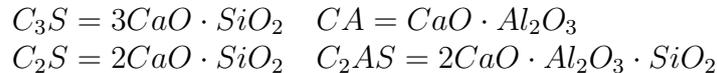
El cemento es un material básico para la edificación y la ingeniería civil. Su principal propiedad es la de formar masas pétreas resistentes y duraderas cuando se mezcla con áridos y agua. El endurecimiento (fraguado) de la mezcla ocurre transcurrido un cierto tiempo desde el momento en que se realiza la mezcla, lo que permite dar forma (moldear) a la piedra artificial resultante. Estas tres cualidades (moldeable, resistente, duradero) hacen que los productos derivados del cemento tengan una gran aplicación en la construcción de infraestructuras y otros elementos constructivos [5].

## 2.2. Química del clínker de cemento.

A lo largo del texto se emplean las siguientes fórmulas abreviadas:



Estas letras se acompañan con subíndices indicando la cantidad de moléculas que entran en la fórmula, así:



Para la puesta en marcha de una planta de fabricación de cemento se requieren dos materias primas básicas que son: caliza y arcilla. Los componentes principales del cemento son: cal ( $CaO$ ), sílice ( $SiO_2$ ), alúmina ( $Al_2O_3$ ) y óxidos de hierro ( $Fe_2O_3$ ). De modo que para fabricar cemento podría emplearse cualquier sustancia mineral natural que contuviese dichos compuestos; el problema es que raramente se encontrará el mineral que los contenga en las proporciones deseadas, por lo que la mayoría de las veces se hace necesario emplear una mezcla de un mineral rico en cal (generalmente roca caliza) y de otro que contenga más alúmina y óxidos de hierro (componente arcilloso). Aun así, la mayoría de las veces se necesitan materiales adicionales para corregir la composición química del crudo.

### 2.2.1. Materias primas básicas.

La caliza, principal fuente de carbonato cálcico ( $CaCO_3$ ), es una roca muy abundante en la naturaleza. Además, para fabricar cemento puede emplearse la caliza presente en cualquier formación geológica. Generalmente las propiedades de cada caliza dependen de la edad geológica del yacimiento. Los

yacimientos más antiguos suelen tener rocas de mayor dureza y con menos contenido arcilloso.

La sílice, el óxido de hierro y la alúmina pueden encontrarse en muy diversos tipos de minerales, aunque el de más inmediata recurrencia es la arcilla.

Las arcillas, en esencia, son productos de meteorización de silicatos de los metales alcalinos y alcalinotérreos, en particular de los feldespatos y micas. Están formadas, en su mayor parte, de hidrosilicatos de alúmina aunque pueden variar ampliamente en su composición por lo que suelen clasificarse en varios grupos [7]:

- Grupo del caolín.
- Grupo de la montmorillonita.
- Grupo de las arcillas que contienen metales alcalinos o alcalinotérreos.

Entre la caliza y la arcilla hay un paso de transición que son las margas. Las margas son calizas que van acompañadas de sílice y productos arcillosos. Geológicamente, son rocas sedimentarias originadas por deposición simultánea de carbonato de calcio y de material arcilloso. En la Figura 2.1 podemos ver la riqueza en carbonato cálcico de diferentes materias primas usadas en la industria del cemento.

Figura 2.1: Contenido en  $CaCO_3$  de los diversos materiales empleados en la industria del cemento [7].

Las margas son un excelente material para la fabricación de cemento, puesto que contienen el material calcáreo y arcilloso en estado homogeneizado. Las margas calcáreas cuya composición coincide con la del crudo del

cemento hallan aplicación en la fabricación del llamado cemento natural. Sin embargo es raro encontrar yacimientos de tales materias primas [7].

Aunque puede emplearse arcilla específicamente para el aporte de sílice, óxidos de hierro y alúmina, no es infrecuente emplear otras materias primas sustitutivas que, de paso, pueden servir como componentes correctores de la composición del crudo. Las más habituales son: arena, bauxita, cenizas de piritas, cenizas volantes, escorias de alto horno, etc. Como rocas compactas, se pueden explotar esquistos arcillosos, menas de hierro e incluso pizarras cristalinas. La conveniencia en su aplicación como materia prima en la fabricación del cemento depende fundamentalmente de su composición química.

Los materiales correctores suelen emplearse para suplir carencias en las materias primas básicas. Así, por ejemplo, se emplea arena como material adicional cuando las materias primas disponibles no contienen cantidad suficiente de  $SiO_2$  en su composición química. O, si carecen de suficientes óxidos de hierro, pueden emplearse como correctores minerales de hierro o cenizas de tostación de piritas.

### **2.2.2. Componentes adicionales en las materias primas.**

Para hacer una selección definitiva de las materias primas que se van a emplear para fabricar el crudo debe tenerse en cuenta el aporte de otros componentes sujetos a límites legislativos o experimentales. En la Figura 2.2 pueden verse los límites recomendados en la composición química del crudo de cemento en base a la experiencia acumulada de diversas fábricas.

Figura 2.2: Límites recomendados en la composición del crudo [15].

Un aporte excesivo de óxidos de magnesio puede dar lugar, por combinación con el agua, a la formación de hidróxido de magnesio  $Mg(OH)_2$ , el cual, al endurecer, adquiere mayor volumen que el  $MgO$  por lo que podrían aparecer grietas en el cemento. El óxido de magnesio es uno de los principales componentes de la caliza, pudiendo contener proporciones de hasta un 50 %.

Los óxidos de sodio  $Na_2O$  y potasio  $K_2O$  (álcalis) pueden dar lugar a fenómenos de expansión por reacción con determinados tipos de áridos. La expansión de los álcalis y su consiguiente deterioro del cemento puede evitarse limitando la concentración de los mencionados óxidos a un 0,6 % en peso equivalente de  $Na_2O$ .

Otro inconveniente de los álcalis es su tendencia a formar ciclos cerrados en la zona de sinterización del clínker. Debido a las altas temperaturas del horno, una parte de los álcalis se evaporan incorporándose a los humos de la combustión. Pero al acceder a las zonas frías, se condensan depositándose sobre las nuevas materias primas ya precalentadas. Cuando este material se acerca de nuevo a la zona caliente, los álcalis vuelven a evaporarse generándose el llamado ciclo interno de los álcalis.

Si las materias primas o el combustible contienen algo de azufre (generalmente en forma de sulfuro), éste se suele oxidar y evaporar durante la combustión dando lugar a  $SO_2$ . El  $SO_2$  tiene una faceta mala y otra beneficiosa.

Los óxidos de azufre tienen tendencia a combinarse con los álcalis volatilizados para formar sulfatos alcalinos. Dichos sulfatos alcalinos poseen muy baja volatilidad, así que lo más habitual es que, al llegar a las zonas menos calientes del horno, se depositen sobre el nuevo material de alimentación para permanecer allí hasta su salida como parte del clínker. Si no hubiese suficientes óxidos de azufre como para combinarse con los álcalis presentes en la materia prima, se formarían ciclos cerrados como los que se han mencionado anteriormente.

Pero si la cantidad de azufre a la entrada del horno fuese excesiva, se producirían emisiones significativas de  $SO_2$  en los gases residuales.

Los cloruros actúan en un principio de forma parecida a los sulfatos, reaccionando con los álcalis en suspensión para ser depositados de nuevo sobre la materia prima en la zona de precalentamiento. La diferencia es que los compuestos originados en este caso son mucho más volátiles, por lo que se

evaporan en cuanto llegan de nuevo a la zona de sinterización. Se forma invariablemente un circuito cerrado de álcalis y cloruros que no cesa hasta que las sedimentaciones y costras en las paredes del sistema colapsan el funcionamiento del mismo y provocan su suspensión. Son, por tanto, mucho más dañinos y debe evitarse cualquier contenido de los mismos en las corrientes de alimentación.

Otros componentes como el flúor o el fósforo también son poco recomendables por cuanto su presencia en exceso puede alterar las propiedades finales del cemento o el periodo de fraguado.

### 2.2.3. Dosificación y análisis.

La composición del crudo se designa y se caracteriza en la mayoría de los casos mediante relaciones, también denominadas módulos. El conocimiento de dichos módulos supone intuir la calidad del cemento resultante. Básicamente expresan relaciones entre las cantidades de cal, por un lado, y las de  $SiO_2$ ,  $Al_2O_3$  y  $Fe_2O_3$  por otro.

- **Módulo hidráulico (MH)**

$$MH = \frac{CaO}{SiO_2 + Al_2O_3 + Fe_2O_3}$$

El valor del módulo hidráulico está relacionado con la resistencia final del cemento. Los cementos de buena calidad tienen un módulo hidráulico del orden de 2. Por debajo de 1,7 la resistencia mecánica del cemento es deficiente; por encima de 2,4 el volumen es inestable.

Esta fórmula ya no se emplea de forma asidua porque se encontró que, con MH creciente, era menester mayor cantidad de calor para la cocción del clínker y que las resistencias, especialmente las iniciales, aumentaban, el calor de hidratación también aumentaba y disminuía la resistencia química [7].

- **Módulo de silicatos (MS')**

$$MS' = \frac{SiO_2}{Al_2O_3 + Fe_2O_3}$$

El módulo de silicatos tampoco es estrictamente fiable. En principio, este módulo caracteriza la relación entre sólido y líquido en la sinterización, ya que el  $SiO_2$  predomina ampliamente en las fases sólidas, y la alúmina y el óxido férrico predominan en la fase líquida [15]; a mayor valor de  $MS'$ , menor cantidad de fase líquida en el clínker con el consiguiente empeoramiento de las condiciones de cocción.

Los cementos normales, suelen tener un valor de  $MS'$  comprendido entre 1,8 y 3. Sin embargo, no sería extraño encontrar cementos con valores de  $MS'$  de hasta 5 como es el caso, por ejemplo, de los cementos ricos en sílice o del cemento blanco [7].

- **Módulo aluminico (MF)**

$$MF = \frac{Al_2O_3}{Fe_2O_3}$$

Este módulo caracteriza la composición de la fase fundida, ya que a la temperatura de sinterización ambos óxidos se encuentran casi en su totalidad contenidos en dicha fase. Valores decrecientes del módulo suponen una disminución de la viscosidad del fundido.

En los cementos técnicos el módulo aluminico puede oscilar entre 1,3 y 4. Cuando  $MF < 0,638$  deja de formarse la fase aluminato tricálcico ( $C_3A$ ) del clínker, con lo que el cemento resultante se caracteriza por un bajo calor de hidratación, fraguado lento y estabilidad en volumen.

- **Módulo silícico (MS)**

$$MS = \frac{SiO_2}{Al_2O_3}$$

Este módulo sólo proporciona valores esclarecedores cuando se analiza conjuntamente con el módulo aluminico. En general, se obtienen buenas condiciones de cocción si el módulo silícico se encuentra entre 2,5 y 3,5, y simultáneamente el valor del módulo aluminico se encuentra entre 1,8 y 2,3. Un módulo aluminico alto combinado con un módulo silícico bajo da como resultado un cemento de fraguado rápido con lo que se necesita añadir más cantidad de yeso para su regulación [7].

Para el cálculo del contenido óptimo de cal, más que el módulo hidráulico, hoy en día se usa el *Standard de Cal* (StC).

H. Kühl desarrolló, en primer lugar, el concepto de saturación por la cal y después el de Standard de Cal, introduciendo índices para los componentes que intervienen en el módulo hidráulico. La saturación por la cal tiene el significado de la cantidad de cal que pueden combinar la  $SiO_2$ , la  $Al_2O_3$  y el  $Fe_2O_3$ , cuando el sistema se pudiera enfriar tan lentamente que llegara a un equilibrio a la temperatura ambiente entre el sinter fundido y las fases sólidas. El Standard de Cal, el más importante, es la cantidad de cal combinable bajo condiciones normales de cocción y enfriamiento [14].

El StC, en primera aproximación adquirió la expresión:

$$StC = \frac{100 CaO}{2,8 SiO_2 + 1,1 Al_2O_3 + 0,7 Fe_2O_3}$$

Posteriormente se propusieron otras expresiones más afinadas del StC, basadas en el sistema de cuatro componentes, que consideraban que los valores del  $MgO$  sólo se pueden introducir hasta el valor 2, pues, por encima de él, el  $MgO$  está presente en forma de periclasa.

$$StC II = \frac{100 CaO}{2,8 SiO_2 + 1,18 Al_2O_3 + 0,65 Fe_2O_3}$$

$$StC III = \frac{100 (CaO + 0,75 MgO)}{2,8 SiO_2 + 1,18 Al_2O_3 + 0,65 Fe_2O_3}$$

En la práctica se usa el StC II. Por lo general, un StC alto condiciona altas resistencias de cemento, sin embargo, también exige una inversión de calor mayor para la cocción del clínker; lo habitual es que el StC oscile entre 90 y 100. Un StC superior a 100 implica cal libre en el clínker [7].

#### 2.2.4. Fases del clínker de cemento.

El único producto obtenido, de modo inmediato, a partir de materias primas en una fábrica de cemento es el clínker de cemento. Para fabricarlo, es preciso calcinar el crudo hasta una temperatura de 1450°C, alcanzando así la

sinterización o clinkerización.

El clínker de cemento consta esencialmente de cuatro fases cristalinas: alita, belita, aluminato cálcico y ferroaluminato cálcico, íntimamente asociadas entre sí [15]. Las fases aluminicas y ferríticas componen la matriz de la estructura cristalina, mientras que la alita y la belita forman cristales definidos en el seno de las anteriores.

Cuando el clínker se examina al microscopio la mayoría de los compuestos individuales del cemento se pueden identificar y se pueden determinar sus cantidades. Sin embargo, los granos más pequeños evaden la detección visual. El diametro promedio de una partícula de cemento típica es de aproximadamente  $10 \mu\text{m}$ .

En la Figura 2.3 puede verse claramente la micrografía del clínker. Los cristales marrones son alita, los azules son belita y el material intersticial brillante es principalmente ferrita con pequeñas incrustaciones oscuras de aluminato.

Figura 2.3: Imagen al microscopio óptico de las fases del clínker de cemento [20].

- **Alita** (silicato tricálcico).

La alita es cuantitativamente el constituyente más importante del cemento, pero también lo es desde el punto de vista de las propiedades del cemento y, en particular de la más importante de ellas: el desarrollo de las resistencias. En el clínker se presenta siempre de forma impu-

ra, o sea, mezclada con otros componentes como óxidos de magnesio, alúmina, óxidos de hierro y óxidos de titanio.

- **Belita** (silicato dicálcico).

Suele suponer entre el 15% y el 30% de los clínkeres normales. El desarrollo de su resistencia es lento, aunque a largo plazo puede llegar a alcanzar resistencias tan grandes como las de la alita. La belita se presenta en cuatro fases diferentes que son:  $\gamma$ ,  $\beta$ ,  $\alpha'$  y  $\alpha$ .

- **Fases alumínica** (aluminato tricálcico) y **ferrítica** (ferroaluminato cálcico).

Se forman a partir de la fase líquida o fundida del clínker, en el enfriamiento de éste. Si en el clínker hay menos alúmina que óxido de hierro, entonces ambos componentes se combinan con la cal para producir ferroaluminato cálcico, fase de cristales mixtos que ofrece como término final  $2CaO \cdot Fe_2O_3$ , en los cuales el hierro sustituye de modo continuo al aluminio. Sin embargo, si la relación  $Al_2O_3 : Fe_2O_3$  es superior a 2:1 (en los cementos normales), es decir, si hay más alúmina que óxido de hierro, entonces la alúmina se combina con la cal formando una combinación todavía más rica en calcio: el aluminato tricálcico.

Junto con la alita y la belita, la fase alumínica puede contribuir a aumentar ligeramente la resistencia del cemento a corto plazo. No obstante sus propiedades hidráulicas intrínsecas son escasas.

La fase alumínica posee una reactividad muy alta, la cual se incrementa aún más por la inclusión de álcalis. Para frenar la reacción de la fase alumínica al comienzo de la hidratación, es preciso añadir al cemento algún sulfato (por ejemplo yeso) para retardar el proceso de fraguado.

La fase ferrítica no posee una composición química constante, sino que se presenta en forma de cristales mixtos en los que pueden contabilizarse diverso número de moléculas de  $CaO$ ,  $Al_2O_3$  y  $Fe_2O_3$ .

Además de estas fases, el clínker puede también presentar óxidos libres de calcio y magnesio, así como sulfatos alcalinos en forma de otras fases independientes. En general cualquiera de estas fases adicionales será, por unos u otros motivos, indeseable.

Obsérvese en la Figura 2.4 un resumen de las principales características de las fases del clínker.

Figura 2.4: Características fundamentales de las principales fases del clínker [15].

### **2.2.5. Reacciones químicas necesarias para la formación de cemento.**

Durante el calentamiento del crudo, y particularmente a la temperatura de cocción tienen ya lugar importantes procesos fisicoquímicos tales como la deshidratación de los minerales de la arcilla, la descomposición de los carbonatos, reacciones en estado sólido y reacciones con participación de una fase líquida o fundida, así como cristalizaciones. Estos procesos se ven afectados por varios factores, la mayoría de ellos relacionados con las características del crudo, y su desarrollo es decisivo en la calidad del cemento resultante.

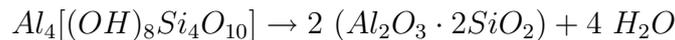
Las principales transformaciones químicas que tienen lugar en el tratamiento térmico del crudo de cemento son las que se comentan a continuación [15].

**Secado. Eliminación del agua libre.**

El agua libre (no combinada) presente como humedad en el crudo o añadida al mismo, por ejemplo en el proceso de granulación, se desprende en un intervalo de temperaturas que alcanza hasta unos 200°C [15].

**Deshidratación de los minerales de la arcilla.**

A temperaturas comprendidas entre 100 y 400°C aproximadamente, los minerales de la arcilla ceden su agua absorbida, incluida el agua interlamina. A temperaturas superiores, entre los 400 y los 750°C, y dependiendo de los tipos de minerales arcillosos presentes en la materia prima, se desprende también el agua combinada químicamente en forma de grupos hidroxilo (deshidratación), como sucede, por ejemplo, en la deshidratación de la caolinita:

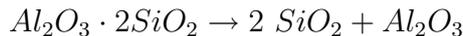


Siendo:

$Al_4[(OH)_8Si_4O_{10}]$ : Caolinita

$Al_2O_3 \cdot 2SiO_2$ : Metacaolinita

La metacaolinita se descompone parcialmente a las temperaturas señaladas, y más a medida que aumenta la temperatura (hasta los 900°C), dando lugar a mezclas de óxidos reactivos según la reacción [15]:

**Descomposición de los carbonatos.**

La química básica del proceso de la fabricación del cemento empieza con la descomposición del carbonato cálcico ( $CaCO_3$ ) a unos 900°C dando óxido cálcico (CaO, cal) y liberando dióxido de carbono gaseoso ( $CO_2$ ). El carbonato cálcico ( $CaCO_3$ ) contenido en el crudo se descompone a temperaturas teóricamente iguales o superiores a 896°C según la ecuación:



Esta reacción se denomina descarbonatación o calcinación. La temperatura de 896°C sólo se refiere al carbonato cálcico puro; al aumentar la proporción de impurezas o adiciones, la disociación se desplaza hacia temperaturas más bajas. En la práctica, la disociación comienza ya entre 550 y 600°C. Ello

es debido a procesos químicos entre el  $CaO$  que se forma y las adiciones de  $SiO_2$ ,  $Al_2O_3$  y  $Fe_2O_3$ , por las cuales se originan, por ejemplo  $CaO \cdot Al_2O_3$ ,  $12CaO \cdot 7Al_2O_3$ ,  $CaO \cdot SiO_2$  y  $2CaO \cdot SiO_2$ .

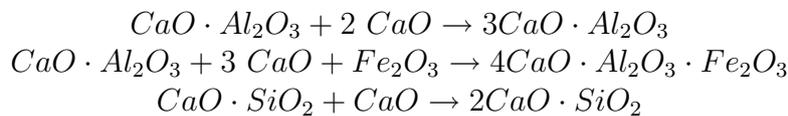
El contenido de cal libre ( $CaO$ ) es, por lo tanto, escaso por debajo de  $800^\circ C$ , pero aumenta a medida que lo hace la temperatura.

La disociación térmica del  $MgCO_3$  transcurre de manera similar pero a temperaturas más bajas [15].

### Reacciones entre fases sólidas. Previas a la sinterización.

Como se indicó anteriormente, a partir de los  $550$  o  $600^\circ C$  comienzan a producirse las primeras reacciones entre sólidos, por las cuales se combinan los productos de descomposición del  $CaCO_3$  con los de la arcilla, formándose primero compuestos de menos contenido en cal.

La formación de aluminato tricálcico  $C_3A$  ( $3CaO \cdot Al_2O_3$ ) y de ferroaluminato tetracálcico ( $4CaO, (Al_2O_3 \cdot Fe_2O_3)$ ), también presentes en el clínker de cemento, comienza aproximadamente a unos  $800^\circ C$ . Ejemplos de estas reacciones son los siguientes:



Las reacciones entre sólidos transcurren, en general, muy lentamente, pero se pueden acelerar reduciendo el tamaño de las partículas, aumentando la temperatura de cocción o distorsionando las redes cristalinas [15].

### Reacciones en presencia de fase líquida. Sinterización.

La primera formación de fase líquida o fundida (la cual marca el comienzo de la sinterización), tiene lugar a temperaturas comprendidas entre  $1260$  y  $1310^\circ C$  aproximadamente. A estas temperaturas ya es posible la formación de silicato tricálcico, constituyente principal del clínker de cemento. Esta etapa también suele denominarse clinkerización.

Al comienzo de la clinkerización existen aún cantidades considerables de  $CaO$  sin combinar, junto con silicato dicálcico  $C_2S$  ( $2CaO \cdot SiO_2$ ). En presencia de la fase líquida se disuelven el  $CaO$  y el  $C_2S$ , facilitándose dentro

de ella la difusión de los reactantes y formándose el silicato tricálcico según la reacción:



Con esto se cumple el objeto principal del proceso de clinkerización, es decir, la formación del valioso silicato tricálcico  $C_3S$ . Así se justifica la necesidad de utilizar altas y costosas temperaturas de clinkerización.

Al mismo tiempo, en la fase líquida activa también se producen otras reacciones como, por ejemplo, las que afectan a las partículas relativamente más gruesas de cuarzo o de caliza. Los silicatos tricálcico y bicálcico ( $C_3S$  y  $C_2S$ ) se encuentran como fases sólidas en el fundido. A temperaturas superiores a  $1450^\circ C$  éste contiene la totalidad de  $Al_2O_3$  y  $Fe_2O_3$  del clínker en formación, y su composición en porcentaje en masa es la siguiente: 56 %  $CaO$ , 7 %  $SiO_2$ , 23 %  $Al_2O_3$  y 14 %  $Fe_2O_3$  [15].

### Reacciones durante el enfriamiento.

Si el clínker formado en el proceso de sinterización se enfría lentamente puede invertirse el sentido de las reacciones de equilibrio, con lo cual se puede disolver en la fase líquida una parte del silicato tricálcico que tan decisiva influencia tiene en el desarrollo de las resistencias. Por consiguiente, un enfriamiento demasiado lento produce una disminución de resistencias del cemento.

En un enfriamiento rápido se congela el equilibrio y, en particular, la fase líquida que participa en el mismo, de manera que la composición del clínker enfriado es prácticamente similar a la alcanzada a la temperatura de clinkerización. Las fases líquidas ricas en  $SiO_2$  solidifican en forma vítrea; las fases líquidas alumino-ferríticas ricas en cal cristalizan totalmente a pesar de su enfriamiento rápido.

El enfriamiento influye además en el estado de cristalización y, a través del mismo, en la reactividad de las fases del clínker así como en la propia textura de éste. Otros efectos producidos por el enfriamiento rápido son:

- Mejor molturabilidad por la existencia de fisuras tensionales en el clínker.
- Menor proporción de alita disuelta y, por lo tanto, mayor proporción de alita en el clínker.

- Mayor estabilidad de volumen por menor expansión para contenidos de  $MgO \geq 2,5\%$  al haber una mayor proporción de  $MgO$  en disolución sólida en las restantes fases del clínker y permanecer mayor cantidad de  $MgO$  libre en forma monocristalina.

A pesar de todo lo expuesto anteriormente, se han observado aumentos de resistencia al someter al clínker a un templado corto. La velocidad de enfriamiento a temperaturas más elevadas parece ser el factor más decisivo. Desde la temperatura de clinkerización y hasta los  $1400^{\circ}\text{C}$ , un enfriamiento relativamente lento en condiciones oxidantes da lugar a aumentos de resistencia [15].

Figura 2.5: Procesos químicos necesarios para la formación de cemento

En la Figura 2.5 puede verse un resumen de todos los procesos químicos expuestos hasta ahora en un recorrido a lo largo de las diversas zonas del horno. Esta figura sirve, además, como introducción a la siguiente fase en el proceso de formación del cemento: la molienda conjunta del clínker con yeso y otras adiciones para producir propiamente cemento.

Una vez fabricado, el clínker debe mezclarse con yeso y ser llevado a un nuevo proceso de molienda para obtener propiamente cemento. Las últimas reacciones químicas que tienen lugar en el ciclo de vida del cemento son las correspondientes a su hidratación y endurecimiento.

En términos estrictamente químicos la hidratación es una reacción de un compuesto anhídrido con agua para dar lugar a un nuevo compuesto, un hidrato. En la industria del cemento se denomina hidratación a la reacción química del cemento no hidratado o uno de sus constituyentes con agua; reacción asociada a un cambio químico y físico-mecánico en el sistema, en particular a su fijación y endurecimiento [12].

El cemento está compuesto por multitud de compuestos, lo que hace que el proceso de hidratación resulte bastante complejo consistiendo en una serie de reacciones químicas individuales que tienen lugar de forma paralela y sucesiva que pueden consultarse en la bibliografía especializada.

### 2.3. Propiedades físicas del cemento.

La naturaleza microestructural [12] de los productos contenidos en el cemento es compleja y favorece el aumento de la dependencia temporal de las propiedades físicas y mecánicas, que pueden sufrir cambios significativos en el periodo de varios meses e incluso años. Estos efectos son más decisivos que la reacción de hidratación inicial y suponen procesos de lento envejecimiento en los productos de hidratación coloidales.

Además, el aglutinamiento químico del agua en los hidratos conlleva una serie de energías que resultan en una pérdida de humedad; y pequeños cambios en la temperatura o la humedad ambiental producen reajustes de las moléculas de agua en el seno de la microestructura.

Todos estos cambios, algunos de los cuales son irreversibles, se reflejan en modificaciones de las propiedades físicas y mecánicas. Los atributos físicos y mecánicos adecuados para describir el comportamiento de los sólidos son aplicables a la pasta de cemento endurecida, por ejemplo la dilatación térmica o la elasticidad; pero no debe olvidarse que estas funciones sólo tienen validez aproximada para estos sistemas y que son dependientes del periodo temporal en que se aplica el estímulo externo.

Actualmente las propiedades materiales del cemento endurecido pueden ser descritas por medio de relaciones empíricas entre los parámetros y los resultados de pruebas físicas y mecánicas en laboratorio, empleando factores correctores para diferentes condiciones ambientales. Las relaciones fundamentales entre el ejercicio práctico y la microestructura física y química no son aún fiables pero pueden llegar a adquirir más importancia a medida que avance el conocimiento y las nuevas demandas justifiquen una aproximación más exacta.

Sí pueden preverse relaciones probables. Parece seguro que la resistencia de un cemento está controlada por unos pocos parámetros básicos. Esos parámetros son los que se describen a continuación.

### **2.3.1. Calor de hidratación**

Las reacciones químicas entre el cemento anhídrido y el agua durante el endurecimiento liberan calor que resulta en un aumento de la temperatura del cemento fresco. Un eventual enfriamiento del cemento recientemente fraguado podría provocar la contracción térmica y el agrietamiento. De manera que, para limitar la permeabilidad y mejorar la durabilidad, es necesario predecir y controlar el aumento de la temperatura [12].

Se denomina calor de hidratación a la cantidad de calor en calorías por gramo de cemento no hidratado, desarrollado en una hidratación completa a una temperatura dada.

### **2.3.2. Tiempo de fraguado**

Es una propiedad imprescindible de los cementos que éstos queden fijados al ser mezclados con una cantidad limitada de agua. El tiempo de fraguado es el tiempo tras la mezcla completa que tarda la pasta de cemento en presentar una resistencia específica a la penetración de un punzón.

Las variables que más influyen en la prueba de penetración son la cantidad de agua en la pasta, la temperatura, la carga aplicada, las dimensiones del punzón y, por supuesto, la reactividad del cemento [3]. Los ensayos referentes a la determinación del periodo de fraguado están normalizados y pueden consultarse en la norma UNE correspondiente.

### 2.3.3. Resistencia

La resistencia [12] es el parámetro material más importante usado para caracterizar los productos fabricados a partir de cemento. Generalmente el término resistencia se refiere a la resistencia a compresión de cubos de cemento modelados en moldes de acero de 100 o 150 mm de longitud.

Se ha dedicado mucho esfuerzo a asegurar la reproducibilidad de los ensayos, incluyendo las especificaciones en torno a las tolerancias de las paredes del cubo, y las especificaciones de rigidez y dureza para las maquinarias de prueba que pueden generar fuerza suficiente para aplastar las muestras. Un factor adicional que también ha sido investigado es el efecto de la ligera inhomogeneidad de los cubos debida al aglutinamiento de algunos agregados en el concreto durante el periodo de endurecimiento y temprano fraguado.

El estudio de la resistencia del cemento incluye el análisis de grietas. La fractura de un cemento se desarrolla en tres fases: la aparición de la grieta; un periodo en que la grieta crece lentamente; y por último una rápida propagación de la misma que desemboca en el colapso total de la muestra.

La resistencia a la fractura o a la propagación de grietas puede ser expresada como un factor de tensión crítica en la región cercana al extremo de la grieta justo en el instante que comienza el periodo de rápida propagación. La propagación de una grieta se acelera cuando la energía liberada por el alargamiento virtual de la misma es suficiente para suplir la energía requerida por las superficies creadas en la extensión virtual. Hay dos fuentes de energía que pueden causar el colapso de un cemento: el trabajo realizado por fuerzas externas y las variaciones de energía de tensión almacenada.

### 2.3.4. Contracción durante el secado

No hay un procedimiento estándar para determinar la contracción que sufre el cemento durante el secado. Normalmente se determina simplemente dejando secar de forma natural un prisma de cemento en un ambiente de humedad controlada y monitorizando los cambios de longitud mediante galgas extensométricas en sus superficie o marcando los cambios de longitud en las aristas del prisma.

Aquellas partes de la microestructura del cemento que están involucradas en el mecanismo de contracción sufren un colapso progresivo e irreversible durante el primer secado; el grado de colapso depende de la duración del

proceso de secado y de la humedad a la que está expuesto en el transcurso del mismo [12].

### 2.3.5. Durabilidad

Desviaciones excesivas en vigas o forjados pueden ser atribuidas a sobrecargas de la estructura o a un deterioro del hormigón o de los refuerzos de acero. El conocimiento de las tensiones inducidas por cargas externas en la estructura y, consecuentemente, el modo de fallo o las pautas de ruptura, ha demostrado el valor en reconocer los procesos de deterioro involucrados. Reacciones expansivas en el cemento pueden poner de relieve incrementos en el tamaño de elementos estructurales, desplazamientos de los soportes, ausencia de alineamiento en los pretiles o desplazamientos en muros de contención.

La durabilidad de los materiales basados en el cemento a menudo se determina por medio de la velocidad de acceso de especies nocivas (ácidos, dióxido de carbono, sulfatos y cloruros) desde un ambiente agresivo. La durabilidad de un cemento depende de su permeabilidad; pero ello no quita que un cemento puede alcanzar la resistencia requerida para una finalidad estructural concreta aunque su permeabilidad sea inaceptablemente alta.

## 2.4. El proceso de elaboración del cemento.

El proceso de elaboración del cemento puede subdividirse en varias fases, a lo largo de las cuales, la materia prima va pasando sucesivamente por varios estados intermedios hasta llegar a ser lo que se conoce propiamente como cemento. La fabricación del cemento es un proceso escalonado, así que cada etapa requiere sus propios flujos de entrada de materia característicos.

Hay cuatro procesos para la fabricación del cemento [5]: seco, semiseco, semihúmedo y húmedo.

- En el **proceso seco**, las materias primas son trituradas y secadas para formar el crudo o harina, que tiene la forma de un polvo fluido. El crudo alimenta a un horno con precalentador o con precalcinador, o más raramente, a un horno largo de vía seca.
- En el **proceso semiseco**, la harina cruda seca se peletiza (granula) con agua y alimenta un precalentador de parrilla delante del horno o a un horno largo equipado con cadenas.

- En el **proceso semihúmedo**, la pasta de crudo y agua, es escurrida en filtros prensa. Las tortas del filtro son extrudidas en forma de gránulos que alimentan bien a un precalentador de parrilla, o bien directamente a un secador de tortas de filtrado para la producción de crudo.
- En el **proceso húmedo**, las materias primas (a menudo con alto contenido de humedad) se muelen con agua para formar una pasta bombeable. La pasta es alimentada directamente al horno, o previamente se pasa por un secador de pasta.

Figura 2.6: Esquema de una planta de cemento.

No es competencia de este Proyecto seleccionar uno de los procesos existentes; el método fue seleccionado previamente por la empresa. En efecto, se conoce que la fábrica, una vez implantada, será de **vía seca**; y por tanto, todo lo que se mencione en adelante acerca del proceso de fabricación del ce-

mento será, bien de carácter general, bien específico para procesos de vía seca.

El proceso en seco se aplica especialmente a los cementos de roca natural y para la mezcla de roca con cal y esquisto o pizarra. En este proceso los materiales son bruscamente molidos en molinos con mandíbulas, seguidos de molinos rotatorios; después son secados, reducidos de tamaño y aún más molidos en un molino de tubo. Este material secado, es decir, en polvo, alimenta directamente los hornos rotatorios donde tienen lugar las reacciones químicas.

En la elaboración del cemento podrían integrarse tres grandes bloques. En un primer bloque podrían incluirse todos los tratamientos que recibe la materia prima hasta convertirse en lo que se conoce como harina cruda. A continuación se encuentra el proceso de sinterización, del cual se obtiene clínker de cemento; y que es uno de los más importantes al menos desde un punto de vista energético. Por último, en la etapa final, se engloban las operaciones que transforman el clínker en cemento propiamente dicho.

A continuación se explica, de forma un poco más pormenorizada, en qué consiste cada una de esas fases.

### 2.4.1. Preparación de la materia prima.

El material debe pretratarse antes de ser introducido al horno. El tratamiento que recibe depende del tipo de proceso (vía seca o húmeda) que se emplea en el horno pero en este estudio sólo se analizará el tratamiento correspondiente al proceso en seco.

Las fases más importantes en la preparación del crudo son la trituración, la molienda, el secado y la homogeneización.

La **reducción de las materias primas** a polvo fino es necesaria para conseguir una mezcla homogénea que, por cocción en el horno, sea capaz de convertirse rápidamente en clínker sin presencia de cal libre [15].

La reducción del tamaño de las materias primas se realiza, por lo menos, en dos etapas principales: trituración y molienda; aunque éstas, a su vez pueden llevarse cabo en secuencias de varios pasos. Generalmente se aplica el término **trituración** a la reducción del tamaño de los materiales desde su tamaño original hasta los 2 cm; se habla de **molienda**, sin embargo, en el

Figura 2.7: Etapas del proceso de preparación de las materias primas.

proceso posterior en que se reduce el tamaño hasta los 0,2 mm [15].

En el proceso de trituración los bloques de rocas calcáreas y las arcillas provenientes de las canteras ingresan a la trituradora y salen de ella con tamaños máximos inferiores a 2,5 cm. Como se ha mencionado anteriormente, esto puede lograrse en una etapa o en varias; el segundo caso es el más habitual (trituración primaria y secundaria).

En el proceso de molienda, el material resultante de la trituradora ingresa a un molino, resultando un producto impalpable, denominado polvo crudo.

En el contexto de la trituración y la molienda se aplica el término **clasificación** al medio de separar o dividir materiales a granel, consistentes en una mezcla de partículas de diversos tamaños en dos o más fracciones de una determinada banda de dimensiones. La separación según el tamaño se consigue mediante cribas o tamices.

Cuando los materiales procedentes de la cantera presentan una gran aleatoriedad en su calidad, el almacenamiento de las materias primas adquiere especial relevancia como etapa previa a la reducción de tamaño. La alimentación de materias primas a un horno necesita ser lo más homogénea posible desde el punto de vista de su composición química. Esto se logra controlando la alimentación en la planta de molienda de crudo. Se puede lograr una **prehomogeneización** inicial apilando el material en capas longitudinales, y extrayéndolo tomando secciones transversales de toda la pila [5].

Por lo general, las materias primas para cemento contienen tanta humedad que, en el trabajo por vía seca, se han de desecar antes de su molienda. La **desecación** de las materias primas puede hacerse simultáneamente con el proceso de molienda, o bien por separado.

En los sistemas de horno seco (y semiseco), los componentes de las materias primas se secan haciendo uso principalmente de los gases calientes de salida del horno y/o del aire de salida del enfriador de clínker.

Para la fabricación del clínker de cemento es necesaria la preparación de una mezcla cruda que cumpla ciertas condiciones en su composición química. Por este motivo, es práctica normal en la industria del cemento proceder a la **mezcla y homogeneización** de las materias primas trituradas antes de proceder a la molienda del crudo [15].

La homogeneización tiene como finalidad alcanzar la unión íntima de los compuestos presentes en el crudo. En los procesos de vía seca esto se consigue sometiendo al polvo crudo a un mezclado intensivo. El elemento básico del proceso de homogeneización lo constituyen las cajas de dispersión de aire con que se dotan los fondos de los silos [7].

Se ha incluido en este apartado referente a la preparación de los materiales el **tratamiento que requiere el combustible** para su introducción en el horno. La preparación del combustible sólido (trituración, molienda y secado) se suele llevar a cabo normalmente *in situ*.

En primer lugar, y en los casos en que el combustible consumido sea de varias procedencias, será ventajosa la mezcla previa de las distintas clases, simultáneamente con su almacenado, a fin de que se obtenga un combustible lo más uniforme posible en sus propiedades físicas y químicas, de lo cual resultarán unas condiciones bien equilibradas para una marcha estabilizada del horno.

La finura del combustible pulverizado es muy importante. Si es demasiado fino, las temperaturas de la llama pueden ser demasiado elevadas. Si es demasiado grueso, puede ocurrir una mala combustión.

El carbón y el coque de petróleo son pulverizados casi a la finura de la harina cruda en plantas de molienda que emplean equipos similares a las plantas de molienda de materias primas [5]. El gasóleo, como es lógico, no necesita ser molido pero suele requerir algún tipo de tratamiento térmico

para reducir su viscosidad y facilitar su manipulación y transporte.

El secado del combustible puede hacerse a la par que el proceso de molienda o de forma independiente. Como regla, si se hace conjuntamente a la molienda, el carbón debe secarse hasta una humedad residual de 0,5 a 1,5 %. Ahora bien, en los sistemas con un almacenado intermedio del carbón pulverizado es preferible reducir el contenido de humedad a menos de un 1 % para evitar posibles perturbaciones en las operaciones de manipulación y transporte.

### 2.4.2. Calcinación

El elemento principal de toda planta para fabricación de cemento es el horno de cocción del clínker. La mayor parte del cemento producido en la actualidad se fabrica en hornos rotativos. La selección de un tipo de horno en particular viene influenciada especialmente por las materias primas disponibles, el consumo de fuel, la producción requerida y el capital inicial disponible [12].

El horno en sí consiste en un tubo cilíndrico apoyado en los adecuados intervalos sobre gomas que corren sobre pares de rodillos. La velocidad de rotación se encuentra generalmente en el rango 1-3,5 revoluciones por minuto y el tubo suele estar inclinado 2°-3° sobre la horizontal.

Prácticamente todos los hornos en operación hoy en día incorporan intercambiadores de calor para recuperar la mayor cantidad posible del calor producido para aumentar la temperatura del material de alimentación hasta los 1450-1500°C requeridos para producir clínker. A medida que han querido obtenerse mayores ahorros de combustible, los intercambiadores han venido siendo cada vez más sofisticados. Probablemente el avance más importante ha sido la introducción del intercambiador de ciclones.

Dependiendo de la humedad presente en las materias primas y, por tanto, de la cantidad de calor requerido del horno para fines de secado, pueden ser empleados desde uno hasta cinco ciclones en serie. Estos ciclones están montados en una torre por encima del extremo final del horno (alimentación).

En un intercambiador de ciclones como el que ha sido prediseñado para este Proyecto, la evolución de la materia seguiría el itinerario que se plantea a continuación. La harina cruda es alimentada a la entrada del ciclón más elevado donde la temperatura del gas es del orden de 500°C. Una gran parte

del polvo es descargado desde el fondo del cono de este primer ciclón a la corriente de gas, hasta que alcanza el siguiente ciclón colocado inmediatamente debajo. La temperatura del gas en este punto es del orden de 700°C. De modo similar, el polvo va atravesando el resto de ciclones aumentando paulatinamente su temperatura a medida que va quedando expuesto al gas cada vez más caliente procedente del horno [12].

En el último ciclón la temperatura de los gases puede alcanzar los 1050°C. Este ciclón descarga al propio horno. En el transcurso de la operación de intercambio de calor la temperatura del crudo ha pasado de la temperatura ambiente hasta los 850°C teniendo lugar una parte de la descarbonatación. Simultáneamente, la temperatura del gas se reduce desde los 1050 hasta los 350°C. El gas a esta temperatura puede ser alimentado a un molino de trituration/secado y es capaz de reducir la humedad hasta un 8 % en las materias primas.

La combustión en el horno de clínker tiene lugar en una o dos zonas en función de la tecnología empleada [5]. La planta objeto de estudio pretende disponer de una torre de ciclones con una cámara de combustión secundaria en la base. Esta es la configuración más habitual en las fábricas modernas. La combustión secundaria se realiza con aporte de aire caliente proveniente del enfriador de clínker.

La intención del sistema precalcinador es alcanzar casi la completa descarbonatación de la alimentación en el precalentador de ciclones antes de que alcance el propio horno. Como la reacción de descarbonatación es fuertemente endotérmica, se hace necesario introducir hasta un 60 % de total del combustible en los quemadores del precalcinador. Para llevar a cabo esta operación es frecuente emplear además el exceso de aire caliente sobrante de la operación de enfriamiento del clínker tras su salida del horno.

La combustión secundaria es la que provoca la descarbonatación de la caliza (calcinación); se realiza a temperaturas cercanas a los 1200°C, manteniéndose los gases a una temperatura superior a 850°C durante unos 3 segundos. Los ciclones del precalentador son, especialmente los de abajo, ciclones de baja temperatura (fuertemente aislados) y van forrados con ladrillos [12].

El interior del horno está cubierto con ladrillos refractarios, cuya calidad se elige dependiendo de la condiciones que prevalezcan en el horno.

Tras la precalcinación, el material entra en el horno con una temperatura en torno a los 1000°C. Suelen usarse hornos con una relación L/D de al menos 10, pero no debe perderse de vista la reactividad de los componentes del crudo para determinar el régimen de tiempo/temperaturas necesario para completar la operación de clinkerización [3].

En el horno la temperatura se eleva escalonadamente hasta alcanzar los 2000°C. El polvo crudo que ingresa al horno sufre a dichas temperaturas una serie de transformaciones hasta que finalmente se produce una fusión incipiente del producto resultante, denominado clínker.

El mechero principal, presente en todos los hornos, está situado en la parte más baja del horno rotatorio. En él, la llama alcanza una temperatura cercana a los 2000°C y los gases de combustión se mantienen a más de 1200°C durante un tiempo superior a 5 segundos, en atmósfera oxidante.

En la Figura 2.8 puede verse la evolución de la temperatura, tanto de los gases como del material, en su recorrido a través de los diversos equipos que conforman la planta de clinkerización.

Figura 2.8: Perfil de la temperatura en un horno de cocción de clínker.

La eficiencia térmica de un proceso seco con precalentador de ciclones

puede ser expresada como función de la relación entre el consumo de combustible del horno y la mínima diferencia de temperatura entre el crudo y los gases en el sistema de precalentador. Lógicamente, cuanto más baja sea la temperatura de los gases que abandonan el precalentador, mayor habrá sido el intercambio de calor alcanzado para un determinado consumo de combustible [3].

El material sale del horno con una temperatura superficial aproximada de 1100°C. Ya es propiamente clínker. A partir de ese momento su temperatura comienza a descender y cae en un enfriador. El enfriador de clínker tiene dos funciones, reducir la temperatura del clínker hasta un valor que le permita ser transportado al almacén o al molino de cemento, y recuperar la máxima cantidad de calor posible en forma de aire precalentado para la combustión.

### 2.4.3. Obtención de cemento a partir de clínker.

Tras abandonar el enfriador, el clínker es conducido a un almacén cubierto donde puede producirse algún tipo de mezcla. El cemento se produce por la molienda conjunta del clínker con yeso. La adición de yeso sirve para retardar el proceso de fraguado.

Es usual introducir otras sustancias al proceso de molienda además de las dos mencionadas anteriormente [15]. Las escorias de alto horno, por ejemplo, son un aglutinante hidráulico por propio derecho, aunque necesitan de un activador para su endurecimiento. Las puzolanas son materiales que reaccionan con el hidróxido cálcico a temperaturas ordinarias, dando como resultado productos capaces de desarrollar resistencias (endurecimiento hidráulico). También es frecuente emplear cenizas volantes o sulfatos.

La trituración de los materiales se lleva a cabo generalmente en un molino de tubo. El molino está dividido en dos o tres cámaras por medio de paredes separatorias encajadas (diafragmas), la cuales permiten el movimiento de avance del cemento pero retienen las bolas, que están clasificadas por tamaño.

La molienda es un proceso continuo; y el tiempo de residencia del material en el horno, y por tanto la finura del cemento resultante, depende de la velocidad con que se introduzcan el clínker y el yeso. Un molino puede operar en circuito abierto, que es cuando el producto desemboca directamente a un silo de almacenamiento, o en circuito cerrado, en el cual el producto es conducido mediante una corriente de aire o un elevador mecánico hasta un separador en el cual el material más grueso es reconducido al molino para

intensificar su trituración [12].

No se trata de conseguir que el proceso de molienda llegue hasta una superficie específica demasiado grande, sino de que el producto molido cumpla determinadas leyes relativas a la granulometría del producto, para crear con ello las mejores condiciones para el endurecimiento [7].

Una vez fabricado el cemento, las partículas son tan diminutas que solamente pueden ser vistas en microscopio electrónico. En la pasta de cemento ya endurecida, estas partículas forman uniones enlazadas entre las otras fases cristalinas y los granos sobrantes de cemento sin hidratar; también se adhieren a los granos de arena y a piezas de agregado grueso, cementando todo el conjunto. La formación de esta estructura es la acción cementante de la pasta y es responsable del fraguado, del endurecimiento y del desarrollo de resistencia.

## 2.5. Análisis energético de la fabricación del cemento.

El proceso de producción del cemento [12] incluye la sinterización de la alimentación de crudo (compuesta de caliza y arcilla) a 1450°C aproximadamente y la posterior molienda del clínker frío con un 5 % de roca de yeso. Un requerimiento típico de energía para una producción eficiente puede aproximarse a 3000 kJ/kg de cemento, de los cuales, 2000 kJ/kg son empleados en el secado del crudo y en el desarrollo de las reacciones químicas, mientras que los otros 1000 kJ/kg se transforman en pérdidas de energía (radiación, evaporación, trituración, etc.).

El consumo teórico de energía para la elaboración de clínker puede calcularse en función del porcentaje de caliza empleada o del estándar de cal:

$$StC \text{ III} = \frac{100 (CaO + 0,75 MgO)}{2,8 SiO_2 + 1,18 Al_2O_3 + 0,65 Fe_2O_3}$$

pudiendo aumentar desde los 1570 a los 1800 kJ/kg a medida que el StC aumenta del 80 al 100 %.

El consumo eléctrico específico, que incluye la potencia necesaria para moler el cemento, es 110 kWh/T de media (396 kJ/kg de energía eléctrica que equivaldrían a 990 kJ/kg aportados por el combustible).

La industria del cemento [12] ha sido identificada como una de las más importantes consumidoras de combustibles basados en el carbón como fuente de energía calorífica y por tanto, como una de las que mayor cantidad de  $CO_2$  libera. Sin embargo, la industria cementera también se identifica como una industria en la que la tecnología permite grandes ahorros a este respecto. Por otro lado, la descarbonatación de la caliza constituye el primer paso del proceso tradicional de producción del cemento y también libera  $CO_2$  a la atmósfera.

Solo para satisfacer la demanda térmica del proceso, se liberan al ambiente unos 0,86 kg de  $CO_2$  por cada kg de cemento. Si se añade además el consumo de energía eléctrica, la producción de  $CO_2$  aumenta casi hasta 0,98 kg por kilo de cemento.

Algunas de las medidas que pueden favorecer el ahorro energético en la industria del cemento son las que se mencionan a continuación.

- La introducción del proceso de producción en seco ya ha mejorado considerablemente la eficiencia del proceso tradicional de producción de cemento, gracias a la reducción de las necesidades de energía térmica y, por consiguiente, a la reducción de las emisiones a la atmósfera.
- Aún puede lograrse una mayor eficiencia en el uso del cemento si se incrementa su actividad hidráulica y se favorece el uso de mejores mezclas.
- La sustitución de un determinado porcentaje del clínker por cenizas volantes, escorias de alto horno u otras puzolanas artificiales es una medida ya establecida. Llevar a cabo dicha medida puede decrementar levemente la calidad del cemento, pero a cambio permite reducir bastante el requerimiento de energía en el proceso de fabricación del cemento.
- La propia emisión de  $CO_2$  puede reducirse disminuyendo el contenido final de  $CaO$  en el cemento. Los cementos de bajo contenido en cal suelen estar asociados a una reducción en las emisiones, aunque no siempre a una reducción del consumo energético.

Además de todas estas medidas, ya se han desarrollado algunos sistemas para la producción de clínker de baja energía, sobre todo en China, donde se han hecho algunas publicaciones acerca de los cementos que permiten ahorrar energía junto con su aplicabilidad práctica.

Se han dedicado muchos esfuerzos y recursos en mejorar el proceso productivo del cemento, sobre todo en lo referente a la reducción del consumo de energía y de la liberación de  $CO_2$  al ambiente. El creciente énfasis en el uso de cementos mezclados, que incorporan cementos secundarios desarrollados a partir de productos de desecho, ha sido fomentado por la introducción del nuevo Estándar Europeo para cemento y ha desembocado automáticamente en una mayor reducción del consumo energético y de las emisiones. Sin embargo, el hecho de depender de productos de desecho puede introducir dificultades a la hora de asegurar el buen comportamiento continuo y garantizar la producción esperada en el contexto de desarrollo mundial.

## 2.6. Impacto ambiental.

Existen tres aspectos asociados a la fabricación del cemento que son cruciales en lo referente al impacto ambiental que ocasiona una planta de cemento cualquiera:

- El proceso de extracción de materias primas (impactos de las actividades extractivas)
- El consumo energético (consumo de recursos no renovables).
- Las emisiones (e inmisiones) que originan los procesos de combustión, así como la manipulación de las materias primas y los combustibles (impactos ambientales y para la salud).

Los vertidos de agua se limitan a las escorrentías de lluvia, la refrigeración de equipos (normalmente en circuito cerrado) y al agua sanitaria, y no son un impacto ambiental significativo.

El almacenamiento y la manipulación de combustibles son una fuente potencial de contaminación del suelo y de las aguas freáticas. Sin embargo, no deben suponer ningún riesgo si se dispone de medios adecuados que garanticen la protección del suelo.

El foco más importante de emisión a la atmósfera por chimenea es el horno de clínker. Estas emisiones provienen de las reacciones físicas y químicas de las materias primas procesadas y de los combustibles empleados para la cocción. Los principales constituyentes de los gases de salida de un horno de cemento son:

- Nitrógeno del aire de combustión: 45-75 % v/v.

- Dióxido de carbono de la descarbonatación del  $CaCO_3$  y de la oxidación del combustible: 11-29 % v/v.
- Vapor de agua del proceso de combustión y de las materias primas: 10-39 % v/v.
- Exceso de oxígeno: 4-12 % v/v.

Estas sustancias mayoritarias no tienen, en general, efectos nocivos para la salud. Los contaminantes generados en un horno de clínker no suelen suponer más de un 1 % en volumen de los gases generados, si bien es verdad que dadas las cantidades de clínker que se fabrican continuamente, y las cantidades de combustible que se queman, las emisiones adquieren un carácter hasta cierto punto preocupante. En un horno como el que pretende utilizar la empresa con precalentador y precalcinador, el volumen de gases generados puede alcanzar los 2000 m<sup>3</sup> por tonelada de clínker (gas seco, 101,3 kPa, 273 K). Y si se analizan dichos gases, podría encontrarse una composición como la que se muestra en la Figura 2.9.

De aquellas sustancias que pueden empezar a considerarse contaminantes, las más abundantes suelen ser aquellas relacionadas con las reacciones físicas y químicas de las materias primas procesadas y de los combustibles empleados para la cocción; éstas son, los óxidos de nitrógeno, el dióxido de azufre y las partículas.

Ahora bien, dependiendo de las condiciones en que se desarrolle la combustión y del contenido en materia orgánica de las materias primas, que se ven parcialmente oxidadas en contacto con los gases del horno, también podrían encontrarse concentraciones relevantes de monóxido de carbono y de compuestos orgánicos volátiles.

Contaminantes como las dioxinas, los furanos, o los compuestos halogenados, suelen darse sobre todo al quemar combustibles alternativos como plásticos, aceites, neumáticos...; si se queman combustibles tradicionales, la concentración de estas sustancias suele ser muy baja.

En todos los hornos el material se mueve a contracorriente de los gases calientes de la combustión. Este flujo en contracorriente influye en la emisión de contaminantes, disminuyéndola, puesto que actúa como un lecho fluido circulante: muchos compuestos resultantes de la combustión o de la transformación de las materias primas en clínker permanecen en la corriente de gases hasta que son absorbidos, en condensados o retenidos por el flujo en

Figura 2.9: Rango de emisiones de los hornos de cemento europeos [13].

contracorriente de materias primas.

La capacidad de absorción del material varía con su estado físico y químico. Éste, a su vez, depende de la zona del horno en la que se encuentre. Por ejemplo, el material que sale de la etapa de calcinación (descarbonatación) de un horno tiene un alto contenido de óxido de calcio y tiene, por consiguiente, una alta capacidad de absorción (neutralización) de ácidos, tales como  $HCl$ ,  $HF$  y  $SO_2$ . [5].

# Capítulo 3

## Demanda Térmica

### 3.1. Introducción

Se pretende que la producción de la fábrica, una vez entre en funcionamiento, sea de 3300 T de clinker al día, que equivale aproximadamente a unas 600000 T de cemento al año.

En etapas anteriores del Proyecto, se había efectuado un prediseño de la fábrica que incluía, entre otras cosas, las instalaciones específicas destinadas a la fabricación del clinker, es decir, el intercambiador de ciclones, el horno rotatorio, y el enfriador. Para llevar a cabo aquella primera aproximación, se supuso que el combustible empleado era carbón y, en base a ello, se extrajo un primer balance que aportaba datos iniciales acerca de los diferentes flujos de materia y energía en los diferentes sistemas.

En el Anexo II puede consultarse la hoja completa de los resultados del balance así como otros resultados de interés como presiones y temperaturas de las corrientes, características y dimensiones estimadas de los equipos, elementos auxiliares, etc. Ésos fueron los datos que sirvieron como punto de partida para el análisis térmico y energético de la planta.

Asimismo, en el Anexo II se han incluido los planos concedidos por la empresa, correspondientes a aquel prediseño, y en los que pueden verse indicados los resultados anteriores. Para facilitar la conversión de unidades y poder comparar directamente ambos documentos, se ha incluido en el susodicho Anexo una tabla adicional de flujos, en la que se expresa cada uno de los caudales de materia en todas las magnitudes posibles.

En la Figura 3.1 se presenta un diagrama de procesos simplificado que pone de relieve los datos más relevantes del balance.

## 3.2. Balance de materia

Como puede verse en el esquema, la materia pasa a través de tres elementos básicos: el intercambiador de ciclones, el horno rotativo y el enfriador.

- Mediante el **intercambiador de ciclones** se precalienta el crudo antes de su entrada al horno mientras que, simultáneamente, se enfrían los gases de escape que se dirigen a la chimenea. Este proceso permite eliminar una gran parte de la humedad contenida en la materia prima reduciéndose así el requerimiento de combustible en su posterior calcinamiento.

El gas de salida de la torre de ciclones, que tiene una temperatura estimada de  $311^{\circ}\text{C}$ , se emplea generalmente para el secado de las materias primas y del combustible. De ahí que el crudo se incorpore al intercambiador con una temperatura ya superior a la temperatura ambiental; en este caso, unos  $60^{\circ}\text{C}$ .

En su última etapa, la torre de ciclones actúa a su vez de precalcinador. En esta combustión secundaria, se llega a aportar el 60% del combustible total necesario para transformar el crudo en clínker. Como consecuencia de este proceso, la harina ingresa en el horno casi completamente calcinada.

Una fracción del aire necesario para quemar dicho combustible (aire terciario) se trae directamente del enfriador con el objeto de disponer para la combustión de aire a una temperatura más elevada. El aire terciario sale del enfriador a  $945^{\circ}\text{C}$ ; dadas las pérdidas que puede sufrir en el proceso de transporte, se estima que dicha corriente alcanza los quemadores de la torre a una temperatura de  $919^{\circ}\text{C}$ .

En definitiva, a la salida de la torre de ciclones, el crudo no sólo se ha precalentado sino que ha sufrido ya una gran parte del proceso de combustión. La temperatura del crudo en este punto se estima en  $870^{\circ}\text{C}$ .

Figura 3.1: Diagrama de procesos. Flujos de materia correspondientes a la elaboración de 1 kg de clínker.

- La instalación del precalentador de ciclones permite que el **horno rotativo** sea más corto y reducir así la pérdida de calor e incrementar la eficiencia energética del total de la instalación. En el horno tiene lugar la última etapa de combustión, llegándose a aportar el 40 % restante del combustible necesario para finalizar el proceso de transformación del crudo en clínker.

El crudo, que entra en el horno a 870°C, sale de él a 1400°C, después de haber estado expuesto a unas temperaturas de llama cercanas a los 2000°C. El aire necesario para la combustión del carbón, procede en su mayoría del enfriador. Si bien es verdad que se introduce un cierto flujo de aire primario procedente directamente del exterior (20°C), hay que decir que la mayor parte viene en forma de aire secundario, previamente precalentado en el enfriador.

- Tras su paso por el horno, la materia se ha transformado propiamente en clínker. El **enfriador de clínker** tiene dos objetivos fundamentales: enfriar el clínker para facilitar su manipulación posterior; y precalentar el aire de la combustión para recuperar la mayor cantidad de calor posible.

Gracias a este elemento, se puede reducir la temperatura del clínker hasta los 85°C y calentar el aire de alimentación al horno hasta los 951°C.

### 3.3. Balance de energía

La mayor parte del consumo energético para la fabricación del cemento se concentra en la descarbonatación y la clínkerización de las materias primas en el horno, operación que consume cerca del 90 % de la energía total consumida en la fábrica.

El proceso de cocción de las materias primas requiere un aporte energético teórico (reacciones químicas endotérmicas) de 1700 a 1800 MJ/T de clínker. Sin embargo, el consumo real depende del tipo de horno. Para líneas nuevas de vía seca, con precalentador de ciclones y precalcinador (caso que se está estudiando), la energía térmica consumida puede variar entre los 2900 y los 3200 MJ/T.

Además del proceso de fabricación empleado, el consumo energético en la fabricación del clínker está relacionado con la humedad de las materias primas y con la dificultad en completar las reacciones químicas para la formación del clínker.

Para el prediseño de la planta se llevó a cabo un balance energético teniendo en cuenta los diferentes flujos de energía que podían influir en la demanda térmica y finalmente se estimó un requerimiento térmico en las etapas de combustión (primaria en el horno y secundaria en el precalcinador) igual a 3009 kJ/kg de clínker. En la Figura 3.2 se muestra un diagrama de los diferentes flujos de aporte y consumo de energía con los que se ha efectuado el cálculo de la demanda térmica total de la fábrica.

La distribución de la energía no es igualitaria, como ya se mencionó anteriormente, sino que un 60 % de dicha energía se aplica a la combustión secundaria y sólo un 40 % se reserva para la combustión primaria en el horno rotativo. En definitiva, eso supone un aporte de energía al precalcinador de 1753 kJ y al horno de 1256 kJ.

### **3.4. Análisis comparativo de varios tipos de combustible**

La industria cementera tiene un consumo intensivo de energía, con un esquema típico que sitúa el coste energético en un 30-40 % de los costes de producción. Por esto tradicionalmente los combustibles utilizados tienden a ser los de menor coste: coque de petróleo, carbón y algunos tipos de residuos (aceites, fangos de depuradoras, residuos de papel, plástico, madera, neumáticos. . .).

Originariamente, la energía que necesitaban las fábricas de cemento era suministrada mediante distintos combustibles fósiles, como carbón, coque de petróleo, fuelóleo y gas natural. Pero lo cierto es que, a día de hoy, la mayor parte de las instalaciones cementeras utilizan coque como combustible; utilizando fuelóleo para el arranque y puesta en régimen del horno.

Los principales combustibles empleados en la industria cementera española son coque de petróleo y carbón (carbones bituminosos y lignitos). El elevado coste impide normalmente el empleo de gas natural o fuelóleo, pero la elección del combustible depende de la situación local.

Figura 3.2: Diagrama de flujo de energía en una planta de fabricación de clínker.

Más recientemente se han incorporado otros combustibles de sustitución como son: residuos agrícolas y ganaderos, lodos de depuración de aguas residuales, restos de pinturas, neumáticos, disolventes halogenados, residuos industriales del petróleo, aceites industriales, etc. En el año 2000, más del 13 % de los combustibles utilizados en la industria cementera de la Unión Europea fueron alternativos. En el sector cementero español, sin embargo esa

tendencia aun no está arraigada y sólo algo más del 1 % del consumo térmico de los hornos de clínker es aportado por estos combustibles alternativos.

Veamos a continuación una síntesis de las características fundamentales de cada uno de ellos:

- **Carbón.** El carbón es el combustible fósil más abundante. En España existen varias minas de carbón; el yacimiento más importante se encuentra en Asturias, aunque también hay otros yacimientos repartidos por la geografía española: Palencia, León, Córdoba, Ciudad Real, etc.

El proceso geoquímico mediante el cual la materia contenida en las plantas se transforma en carbón se denomina carbonificación. Durante el proceso de transformación, el carbón atraviesa diferentes etapas en las cuales se va reduciendo paulatinamente su contenido en humedad y volátiles, y va mejorando con ello su calidad como sustancia combustible. Existen, por tanto, numerosos tipos de carbón en función de su antigüedad (la norma ASTM D388 los clasifica en cuatro rangos: antracíticos, bituminosos, subbituminosos y ligníticos). En la Figura 3.3 pueden verse relacionados varios tipos de carbón junto con su composición y capacidad calorífica.

La combustión de carbón produce una gran cantidad de sustancias que pueden desembocar en la atmósfera. Las emisiones están formadas en su mayor parte de vapor de agua, dióxido de carbono y nitrógeno procedente del aire de alimentación. Ninguno de estos compuestos comporta riesgo para la salud. Sin embargo, también pueden encontrarse pequeñas concentraciones de sustancias contaminantes, que se traducen en fuertes emisiones debido a las grandes cantidades de carbón que se queman generalmente en una planta. Los contaminantes más frecuentemente producidos en la combustión del carbón son monóxido de carbono, óxidos de azufre, óxidos de nitrógeno, partículas, metales pesados (arsénico, plomo, mercurio, selenio. . .), compuestos halogenados, y compuestos orgánicos.

Económicamente, el precio del carbón no resulta bajo, aunque sí mucho más estable que el de otros combustibles fósiles.

- **Coque de petróleo.** El coque de petróleo es un subproducto que se obtiene en los procesos de refinación de petróleo crudo y constituye

Figura 3.3: Composición y poder calorífico de varios tipos de carbones.

esencialmente el llamado *fondo del barril*. Al extraer la casi totalidad de líquidos que contiene el crudo con el fin de producir la mayor cantidad de combustibles de alto valor, se obtiene un producto sólido que en una base seca consiste de aproximadamente 85 % carbón, 10 % volátiles y entre un 2-5 % por ciento azufre. La composición química y principales características técnicas del coque de petróleo pueden ser comparadas con las del carbón, encontrándose que sólo hay un aumento moderado y comparativo en la composición porcentual de níquel, vanadio, cobalto y azufre.

Dado su alto contenido en carbón, el coque de petróleo es una excelente fuente de calor, con un PCI que puede ir de los 30000 a los 34000 kJ/kg. Sin embargo, como tal, las propiedades del coque de petróleo varían de acuerdo a la corriente de crudo utilizada en el proceso de refinamiento.

En general, el coque es menos higroscópico que el carbón bituminoso, lo que permite una molienda y transporte más fácil. Esto, a su vez, implica un funcionamiento más estable del horno, principalmente en las estaciones más húmedas. Por otro lado, el coque posee un mayor poder calorífico que el carbón bituminoso, lo que implica una mejor com-

bustión y un menor uso volumétrico. Adicionalmente, el coque posee también un menor contenido de cenizas.

Los principales contaminantes que deben ser considerados al utilizar coque de petróleo como combustible en el proceso de fabricación del cemento son más o menos los mismos que en el caso del carbón, con la diferencia de que el empleo de coque suele acarrear un aumento en la concentración de azufre.

Si bien es cierto que el precio regular del coque de petróleo está por debajo del precio del gas natural o de otros combustibles fósiles, el costo de manejo, transporte y adecuación de los sistemas de quemado pueden traducirse en gastos excesivos si no son manejados de forma apropiada.

- **Gas natural.** El gas natural es una mezcla de hidrocarburos gaseosos, con predominio del metano en proporción no inferior al 70 %. Su composición varía según el yacimiento, pero las proporciones más corrientes son las que pueden verse en la Figura 3.4.

Figura 3.4: Composición del gas natural.

Puede contener también ciertas impurezas como helio, oxígeno o vapor de agua, pero sólo en proporciones muy pequeñas.

De entre todos los hidrocarburos, el metano resulta ser el que mayor ratio H/C presenta (4 frente a 3 del etano, 2,67 del propano y 2,5 del butano). En consecuencia, el gas natural es el carburante que menor proporción de  $CO$  y  $CO_2$  produce en su combustión. Además,

dado su elevado contenido en hidrógeno, el gas natural es uno de los combustibles más energéticos que existen pudiendo alcanzar un poder calorífico del orden de 48500 kJ/kg.

El gas natural es más limpio que los combustibles sólidos y líquidos: como cualquier combustible gaseoso, el gas natural no genera partículas sólidas en los gases de la combustión de manera que contamina menos. Pero además, el gas natural es un combustible originalmente exento de azufre, de manera que no puede producir corrosión ácida.

El gas natural tiene una ventaja adicional en cuestión de seguridad; a diferencia de otros gases combustibles, el gas natural es más ligero que el aire, por lo que, de producirse alguna fuga, se disipa rápidamente en la atmósfera.

El principal problema del gas natural radica en su precio, no tanto por el combustible en sí, sino por las infraestructuras que se requieren para su transporte.

#### ■ **Fuelóleo**

La propiedad más importante de los aceites combustibles es la de poder quemarse en estado líquido. En general los fuelóleos están constituidos por un 85-90 % de carbono, 5-10 % de hidrógeno y un 3-4 % de oxígeno, azufre y nitrógeno. En algunos tipos de aceites el contenido de azufre llega hasta el 3 %.

A pesar de las grandes diferencias de viscosidad los poderes caloríficos de los fuelóleos son muy próximos y se sitúan entre los 39000 y los 41000 kJ/kg.

Para que sea apto para el bombeo así como para su atomización en el quemador, el fuel debe tener la viscosidad adecuada que corresponda a tal fin. Es por ello que los tanques de recepción y almacenamiento deben estar dotados de un sistema de calentamiento que eleve la temperatura del fluido hasta unos 30-50°C. Calentar todo el contenido de los tanques no resultaría económico; por lo general basta con efectuar calefacciones locales del fuel en las aberturas de salida.

### 3.5. Estimación de la cantidad de combustible necesario para suplir la demanda térmica

Como se mencionaba al principio del capítulo, todo el anterior conjunto de balances parte de la hipótesis de que el combustible empleado es carbón; y en dicho supuesto se concluía que el aporte de energía requerido para la fabricación del clínker era 3009 kJ/kg.

$$\text{Calor total de combustión} = 1753 \text{ kJ/Kg}_{cl} + 1256 \text{ kJ/Kg}_{cl} = 3009 \text{ kJ/Kg}_{cl}$$

Siendo:

$Kg_{cl}$  = Kg de clínker

Para analizar otros tipos de combustibles, se considerará que la energía requerida para la fabricación de clínker apenas difiere de la anterior suma si se emplea otro tipo de combustible que no sea carbón. Al fin y al cabo, la mayor parte de la energía consumida en el proceso es independiente del combustible empleado. O sea, que para calcular las cantidades necesarias de los diferentes combustibles se empleará siempre como dato de partida éste valor de demanda energética.

También se considerará constante e invariable la producción de clínker proyectada para la planta que, como se comentó en un principio, era de 3300 T/día.

$$\text{Producción diaria de clínker} = 3300 \frac{T}{\text{día}}$$

Para tener en cuenta posibles pérdidas de masa o energía se ha añadido un coeficiente global de rendimiento al desarrollo de los cálculos. De este modo también se consigue estar del lado de la seguridad y asegurar el suministro en caso de imprevistos. En general el rendimiento considerado es 0,8 excepto para el gas natural, que es un combustible más eficiente, y al que se le ha adjudicado un rendimiento de 0,9.

$$\begin{aligned} \eta(\text{carbón, coque, gasóleo}) &= 0,8 \\ \eta(\text{gas natural}) &= 0,9 \end{aligned}$$

Con estos datos, y conociendo el poder calorífico de los diferentes combustibles, puede procederse al cálculo de la suma teórica demandada en caso

de que se emplease cada uno de ellos. A continuación se desarrolla el cálculo para las alternativas: carbón, coque gasóleo y gas natural.

■ **Carbón**

$$PCI > 6150 \frac{kcal}{kg} = 25707 \frac{kJ}{kg}$$

$$3300 \frac{T_{cl}}{dia} \cdot \frac{10^3 kg_{cl}}{1T_{cl}} \cdot \frac{3009 kJ}{kg_{cl}} \cdot \frac{kg_c}{25707 kJ} \cdot \frac{1}{0,8} \cdot \frac{1 dia}{24 horas} \cdot \frac{1 hora}{3600 s} =$$

$$\boxed{5,5883 \frac{kg_c}{s}} \Rightarrow \boxed{176233 \frac{T_c}{año}}$$

$$3009 \frac{kJ}{kg_{cl}} \cdot \frac{kg_c}{25707 kJ} \cdot \frac{1}{0,8} = 0,1463 \frac{kg_c}{kg_{cl}}$$

Siendo:

$T_c$  = Toneladas de carbón

$T_{cl}$  = Toneladas de clínker

$kg_c$  = Kilos de carbón

$kg_{cl}$  = Kilos de clínker

■ **Coque**

$$PCI > 8130 \frac{kcal}{kg} = 34000 \frac{kJ}{kg}$$

$$3300 \frac{T_{cl}}{dia} \cdot \frac{10^3 kg_{cl}}{1T_{cl}} \cdot \frac{3009 kJ}{kg_{cl}} \cdot \frac{kg_{coque}}{34000 kJ} \cdot \frac{1}{0,8} \cdot \frac{1 dia}{24 horas} \cdot \frac{1 hora}{3600 s} =$$

$$\boxed{4,2253 \frac{kg_{coque}}{s}} \Rightarrow \boxed{133248 \frac{T_{coque}}{año}}$$

$$3009 \frac{kJ}{kg_{cl}} \cdot \frac{kg_{coque}}{34000 kJ} \cdot \frac{1}{0,8} = 0,1106 \frac{kg_{coque}}{kg_{cl}}$$

Siendo:

$T_{coque}$  = Toneladas de coque

$T_{cl}$  = Toneladas de clínker

$kg_{coque}$  = Kilos de coque

$kg_{cl}$  = Kilos de clínker

#### ■ Gasóleo

$$Pcl > 9950 \frac{kcal}{kg} = 41600 \frac{kJ}{kg}$$

$$3300 \frac{T_{cl}}{dia} \cdot \frac{10^3 kg_{cl}}{1T_{cl}} \cdot \frac{3009 kJ}{kg_{cl}} \cdot \frac{kg_{gasoleo}}{41600 kJ} \cdot \frac{1}{0,8} \cdot \frac{1 dia}{24 horas} \cdot \frac{1 hora}{3600 s} =$$

$$\boxed{3,4533 \frac{kg_{gasoleo}}{s}} \Rightarrow \boxed{108904 \frac{T_{gasoleo}}{año}}$$

$$3009 \frac{kJ}{kg_{cl}} \cdot \frac{kg_{gasoleo}}{41600 kJ} \cdot \frac{1}{0,8} = 0,0904 \frac{kg_{gasoleo}}{kg_{cl}}$$

Siendo:

$T_{gasoleo}$  = Toneladas de gasóleo

$T_{cl}$  = Toneladas de clínker

$kg_{gasoleo}$  = Kilos de gasóleo

$kg_{cl}$  = Kilos de clínker

#### ■ Gas natural

$$Pcl > 10050 \frac{kcal}{kg} = 42040 \frac{kJ}{m_{gn}^3}$$

$$3300 \frac{T_{cl}}{dia} \cdot \frac{10^3 kg_{cl}}{1T_{cl}} \cdot \frac{3009 kJ}{kg_{cl}} \cdot \frac{m_{gn}^3}{42040 kJ} \cdot \frac{1}{0,8} \cdot \frac{1 dia}{24 horas} \cdot \frac{1 hora}{3600 s} =$$

$$\boxed{3,0375 \frac{m_{gn}^3}{s}} \Rightarrow \boxed{9,56 \cdot 10^7 \frac{m_{gn}^3}{año}}$$

$$3009 \frac{kJ}{kg_{cl}} \cdot \frac{m_{gn}^3}{42040 kJ} \cdot \frac{1}{0,8} = 0,0795 \frac{m_{gn}^3}{kg_{cl}}$$

Siendo:

$T_{gn}$  = Toneladas de gas natural

$m_{gn}^3 = m^3$  de gas natural

$T_{cl}$  = Toneladas de clínker

$kg_{cl}$  = Kilos de clínker

Para facilitar la visualización y comparación de los resultados, se han creado las Figuras 3.5, 3.6, 3.7 y 3.8. En dichas Figuras se ha representado la demanda para cada tipo de combustible expresado en todas las unidades más comunes, y para diferentes periodos temporales.

Figura 3.5: Necesidades de carbón para satisfacción de la demanda térmica.

Figura 3.6: Necesidades de coque para satisfacción de la demanda térmica.

Figura 3.7: Necesidades de gasóleo para satisfacción de la demanda térmica.

Figura 3.8: Necesidades de gas natural para satisfacción de la demanda térmica.

# Capítulo 4

## Demanda Eléctrica

### 4.1. Introducción

Con el apartado anterior, se cierra el estudio de la demanda térmica de la planta. En este apartado, se analizarán diferentes alternativas que pueden suplir total o parcialmente la demanda eléctrica de la misma.

La energía eléctrica necesaria para el funcionamiento de una fábrica de cemento, se consume en su mayor parte en las operaciones de molienda, tanto de materias primas como de cemento, que representan aproximadamente el 75 % de la energía eléctrica total consumida. La impulsión de gases y la manipulación y transporte de materiales suman prácticamente el 25 % restante.

El consumo de electricidad varía entre 90 y 130 kWh/T de cemento, cifra que depende de los factores siguientes:

- La facilidad de molturación de los materiales, relacionado básicamente con su estructura mineralógica.
- La eficiencia energética de los equipos de molienda.
- La finura del material molido, especialmente en la fabricación de cementos de diferentes categorías resistentes.

Entre los datos que ofrecía inicialmente la empresa se leía que el **consumo eléctrico** estimado de la fábrica era de 26 MVA, con un factor de potencia de 0,85. En el peor de los casos puede suponerse una **producción** de 650000 T de cemento al año, lo que significaría unos 280 kWh/T de consumo eléctrico.

Sin embargo, ya desde un principio, mencionaba dicha empresa su intención futura de ampliar la potencia actual, sugiriendo que, si fuera posible, ampliarían hasta los 50 MVA. Debido a ello, las alternativas a considerar tratarán de ser flexibles a la vez que económicas. Si bien es verdad que el análisis económico no es el objetivo fundamental de este estudio, nunca se perderá de vista que el Proyecto está financiado por una empresa privada y que por tanto es muy probable que no se acepten propuestas excepcionalmente complejas ni caras.

En términos generales, se puede decir que hay dos formas de conseguir la energía necesaria para la fábrica: la primera es comprarla a la red, y la segunda es crearla *in situ* para el consumo propio. Y si se opta por auto-generar la electricidad, aparecen a su vez varias alternativas, desde instalar una TG<sup>1</sup> sencilla, hasta poner una central de ciclo combinado con varios niveles de presión. A continuación se analizará detalladamente cada una de estas posibilidades atendiendo a un criterio energético y sin perder de vista los objetivos mencionados anteriormente de flexibilidad y economía.

## 4.2. Acercamiento de la red eléctrica.

Como se comentaba en el apartado anterior, las necesidades de potencia eléctrica de la fábrica se cifran en 26 MW. Una posible forma de suplir esta demanda es trazando una línea eléctrica desde el punto más cercano de la red hasta la localización de la planta.

En el capítulo 1 se detallaban las principales características geográficas del emplazamiento en el cual pretende levantarse la planta. Pudo comprobarse que se trataba de una zona aislada, ubicada en un entorno relativamente abrupto.

En relación a aspectos eléctricos, Cementos del Marquesado informaba inicialmente de que la subestación más cercana se encontraba en Baza. Baza se encuentra a unos 60 km del punto de consumo. Además se conocen los siguientes datos básicos acerca de la conexión a la red.

Frecuencia de la red	50 Hz
Tensión de alimentación	6 kV (consumo > 500 kW)
Tensión en barras en punto de suministro	132 kV

---

<sup>1</sup>TG=Turbina de gas

Acercar la red eléctrica supone el trazado de la línea y la instalación de un centro de transformación al lado de la planta. El mero hecho de colocar una línea desde Baza hasta el punto de consumo puede suponer un coste de 700000 euros (mas de 100 millones de pesetas); unos 12000 euros por km. El coste del cable eléctrico, ya de por sí elevado, se ve aún más incrementado dada la orografía del terreno.

Al trazado de la línea se unirían otros requerimientos como por ejemplo la adquisición de un transformador y lo que es más importante el contrato de la potencia a la empresa eléctrica correspondiente. Por todos estos costes, no se recomienda esta alternativa como solución a la demanda eléctrica de la fábrica.

### 4.3. Turbina de vapor (TV)

#### 4.3.1. Introducción a la turbina de vapor

La turbina de vapor es un motor de combustión externa que emplea agua como fluido de trabajo. En función de su estado (líquido o vapor), el agua puede tener dos calores específicos distintos y, en base a ello, se construye precisamente el ciclo de vapor. A pesar de ello, las plantas de vapor tienen una potencia específica bastante baja.

La TV<sup>2</sup> se construye en base al ciclo Rankine. Aunque el ciclo de Carnot sería, para dos temperaturas dadas, el de máximo rendimiento, las dificultades que presenta su realización desaconsejan su utilización como ciclo básico de una planta de potencia. Además, el ciclo Rankine tiene una potencia específica mayor que el de Carnot.

El ciclo Rankine básico (véase Figura 4.1) es un ciclo cerrado de potencia en el cual el agua pasa por varios estados termodinámicos en un proceso cíclico que consta de cuatro etapas:

- Compresión del agua líquida saturada.
- Calentamiento a presión constante con cambio de fase y recalentamiento.
- Expansión del vapor recalentado hasta la región bifásica.

---

<sup>2</sup>TV=Turbina de Vapor

- Condensación del fluido saturado.

Figura 4.1: Ciclo Rankine característico de las plantas de vapor.

Para llevar a cabo tecnológicamente dicho ciclo, son necesarios dos elementos fundamentales: la caldera y la turbina. La Figura 4.2 es un diagrama simplificado de una planta de vapor moderna en el que se muestran los elementos más importantes.

El agua de alimentación es llevada al tambor de la caldera donde se evapora y se convierte en vapor saturado seco. Este vapor seco es calentado aun más en el sobrecalentador con la finalidad de obtener un gas a alta temperatura.

Posteriormente, dicho vapor es alimentado al cuerpo de alta presión de la turbina. El vapor se expande desprendiendo energía, una gran proporción de la cual es transformada a energía mecánica en el eje de la turbina. El eje arrastra un generador que produce potencia eléctrica.

El vapor semiexpandido que abandona el cuerpo de alta es generalmente reconducido a la caldera con el fin de ser recalentado. Así, el vapor recalentado puede volver a ser expandido en los cuerpos de media y baja presión de la turbina antes de pasar al condensador.

En el condensador, que es un intercambiador de calor de gran superficie, el vapor es condensado transfiriendo su calor latente de vaporización al agua

Figura 4.2: Diagrama simplificado de una planta de vapor.

de refrigeración. La mayor parte del vapor, tras ser condensado, se encuentra en un estado líquido a una presión muy baja y a una temperatura cercana a la de saturación.

El agua, que de este modo drena del condensador, es impulsada mediante la bomba de condensado a través del calentador de baja presión hasta llegar a una nueva bomba, la bomba de alimentación a la caldera. En las plantas modernas es frecuente sangrar una parte del vapor que pasa por la turbina para calentar el condensado en los calentadores del agua de alta y baja presión. Dicho vapor es apartado de la caldera mediante una serie de extracciones en determinados puntos de la turbina.

La bomba de alimentación a la caldera eleva el nivel de presión del agua un poco por encima de la presión del circuito de evaporación con el fin de compensar las pérdidas de presión en los tubos de la caldera y en el tren de alimentación de alta presión. De este modo se completa el ciclo del agua en la planta de vapor [11].

### 4.3.2. Análisis de las configuraciones que pueden aplicarse a la turbina de vapor

#### Ciclos de turbinas de vapor con recalentamientos intermedios.

Los ciclos con recalentamiento intermedio tienen como finalidad esencial la reducción de la humedad en los últimos escalonamientos de la TV. En un ciclo de vapor simple, el salto entálpico producido por la expansión del vapor en la turbina suele desembocar en la región bifásica, ya que, en general, interesará extraer la mayor cantidad posible de energía. De manera que, a pesar de la limitación impuesta por la presión de condensación y la temperatura del foco frío, es frecuente encontrar valores elevados de la humedad en las últimas etapas de expansión.

Para evitar el deterioro de los álabes, sería conveniente no alcanzar valores de humedad superiores a un 16 % o 18 %. Es sin embargo un hecho que, incrementos de presión en la caldera o disminuciones en la presión de condensación llevan aparejados incrementos en el porcentaje de humedad presente. La solución más frecuentemente adoptada para evitar este tipo de problema, es emplear un ciclo de vapor con recalentamiento intermedio.

El recalentamiento intermedio, consiste en extraer el vapor de la turbina a mitad del proceso de expansión y conducirlo hasta la caldera, donde, mediante un nuevo proceso de transferencia de calor, se calienta otra vez hasta la temperatura inicial para, finalmente, volver a expandirlo en las secciones restantes de la turbina. En la Figura 4.3 puede verse la disposición esquemática del proceso con recalentamiento intermedio junto con el diagrama T-S correspondiente al mismo. Mediante la aplicación de estas modificaciones, no sólo se logra una reducción de la humedad en el escape de la turbina, sino que además se obtiene un significativo incremento de la potencia generada, y mejora en general el rendimiento del ciclo, si la temperatura media del foco caliente se ha visto aumentada.

La existencia de recalentamiento en una TV viene definida por consideraciones termoeconómicas, no justificándose la complicación que representa su instalación en la central cuando las potencias de la misma son pequeñas o su periodo de amortización muy largo.

#### Ciclos regenerativos de turbinas de vapor.

Figura 4.3: Turbina de vapor con recalentamiento intermedio

El objetivo fundamental de los ciclos regenerativos es la mejora del rendimiento global de la planta. El proceso de regeneración consiste en extraer una parte del vapor semiexpandido de la turbina para emplearlo en el precalentamiento del agua de alimentación de la caldera. De este modo, se aumenta la temperatura media de aportación de calor, con lo que se obtienen mayores rendimientos. En la Figura 4.4 puede observarse la evolución del fluido en el diagrama T-S para un ciclo regenerativo, así como el esquema y los elementos principales que lo componen.

Las consecuencias que se obtienen del empleo del ciclo con extracciones de vapor son fundamentalmente las siguientes [19]:

- El rendimiento térmico mejora ya que aumenta la temperatura termodinámica media de aportación de calor; o sea, que el ciclo se aproxima más al de Carnot.
- El flujo de vapor en los escalonamientos de baja presión disminuye por lo que no resulta tan crítica la sección de salida.
- Para un kg de vapor circulando por la caldera, el trabajo desarrollado por la turbina es menor a causa de las extracciones, por lo que para obtener la misma potencia es necesario aumentar el gasto de vapor en la caldera. Ahora bien, el gasto aumentará más en la zona de alta presión que en la de baja, por lo que el rendimiento interno de la máquina aumenta por la reducción de la humedad.

Por la sencillez en su aplicación, ésta modificación resulta ser muy habitual en las centrales de TV convencionales.

Figura 4.4: Turbina de vapor con ciclo regenerativo

### 4.3.3. Procedimiento de diseño.

La instalación de una TV para suplir la demanda eléctrica de la planta supone la posibilidad de generar la energía a partir del mismo combustible que se emplea en la fabricación de clínker, probablemente carbón o coque de petróleo. Con lo cual podrían simplificarse todas las operaciones de compra, transporte, manipulación, etc., relacionadas con el combustible.

Para establecer las características finales de la turbina es preciso, en primer lugar, preguntarse acerca de la potencia que se desea generar. En el presente proyecto, la única finalidad de la planta de potencia, en caso de que finalmente se instalase, sería satisfacer la demanda creada por la propia fábrica, esto es, limitarse únicamente a la potencia estimada para el consumo propio.

Para abordar el diseño de la planta se partirá, por tanto, del dato de potencia estimada que aportaba la empresa junto con los datos de partida, esto es, 26 MW.

- **Elección de la configuración adecuada.**

Las plantas de TV destinadas a la producción de electricidad en masa para su descarga a la red, son plantas relativamente bien definidas en cuanto a su diseño y configuración. No son muchos los tipos de mejoras que pueden procurarse a este tipo de plantas y, en general, es frecuente verlos aplicados en todas las instalaciones.

Ahora bien, en el Proyecto ha de llegarse a un compromiso económico entre la complejidad de la TV y su funcionalidad. La energía eléctrica que genere la TV no pretende, en principio, ser vendida a la red, de modo que no va a obtenerse ningún beneficio económico directo de su venta. Probablemente sea más aconsejable en este caso colocar una planta de TV sencilla de manera que los costes de implantación sean más fácilmente amortizables.

En el apartado anterior se han descrito someramente las posibilidades de mejora que pueden llevarse a cabo en una planta de TV. De ellas, la alternativa del recalentamiento intermedio no es recomendable, como ya se indicó anteriormente, dada la potencia tan reducida que pretende obtenerse. La regeneración, sin embargo, no introduce graves costes adicionales, así que sí será tenida en cuenta en el diseño de la planta.

Por simplicidad y economía, se propone el uso de una TV de un solo cuerpo. Se estudiará la posibilidad de efectuar dos extracciones regenerativas; una que vaya a un precalentador de alta presión y otra que vaya a otro de baja. Lógicamente, cuantas más extracciones se realicen, mayor será el rendimiento del ciclo, pero también será mayor el desembolso económico que supone hacer efectiva las mismas. Entre los dos precalentadores se recomienda colocar un desgasificador, lo que supone realizar una tercera extracción a la turbina.

El desgasificador actúa en cierto modo como un precalentador ya que consigue aumentar la temperatura del agua de alimentación mediante un proceso de mezcla con una corriente de extracción de la turbina. Sin embargo, su finalidad principal es extraer los gases no condensables presentes en el agua ya que dichos gases podrían representar un riesgo grave para los tubos de la caldera.

En la Figura 4.5 puede verse el esquema gráfico que refleja la configuración descrita en este punto y que servirá de base para los cálculos

posteriores que hayan de efectuarse entorno al ciclo.

Figura 4.5: Configuración recomendada para la planta de TV.

Se muestran a continuación qué otros criterios han sido tenidos en cuenta para el diseño de la TV.

- **Temperatura de admisión.**

Cuando se eleva la temperatura del vapor a la entrada de la turbina, el rendimiento térmico del ciclo aumenta debido al aumento de la temperatura termodinámica media de aportación [19]. Por otra parte, el salto entálpico en la turbina también se ve incrementado, con lo que aumenta la potencia obtenida.

Una ventaja adicional es la reducción de la humedad en el escape de la turbina, lo cual también mejora el rendimiento interno de la misma. La máxima humedad permisible a la salida de una turbina se encuentra en torno a 10-12 %.

Por todo ello, desde un punto de vista termodinámico, lo recomendable sería aumentar cuanto se pueda la temperatura de admisión. Dado el bajo coste de esta medida su rentabilidad está garantizada. A partir

de un cierto orden de temperaturas, en torno a los 600°C, los requerimientos de los tubos de la caldera se vuelven mucho más exigentes: se necesitan materiales más resistentes y mayores superficies de tubo. Además, a tales temperaturas, existe una mayor tasa de fallos, sobre todo en los generadores de vapor [19].

En definitiva, se ha creído conveniente establecer la temperatura de admisión en 550°C.

- **Presión de admisión.**

En principio, el aumento de la presión de admisión produce un aumento del rendimiento global del ciclo debido al aumento de la temperatura termodinámica media de aportación de calor. Sin embargo, a medida que se va aumentando más y más la presión, la variación en la temperatura es cada vez menor hasta que, llegado un cierto momento, comienza incluso a disminuir. Esto es debido a que cada vez va teniendo más importancia el calor aportado en la caldera a la fase líquida hasta la línea de saturación, el cual se aporta a temperaturas relativamente bajas [19].

El rendimiento sigue la misma tendencia que la temperatura, de manera que será máximo para un determinado valor de la presión de admisión.

El ciclo regenerativo permite eludir un poco el efecto perjudicial de las primeras fases de calentamiento, ya que eleva la temperatura del agua de alimentación de la caldera.

Por otra parte, el aumento de la presión de admisión ocasiona una disminución del título en el escape (aumento de la humedad) que trae como consecuencia una disminución del rendimiento interno de la turbina.

Además, cuando se eleva la presión de admisión, hay que tener en cuenta que se necesitan mayores espesores de pared para válvulas, conductos, etc.

Atendiendo a la potencia de la planta y teniendo en cuenta los rangos de presión generalmente aceptados para este tipo de instalaciones, se

ha decidido considerar una presión de admisión de 80 bar.

- **Presión de condensación.**

La disminución de la presión de condensación tiene dos ventajas fundamentales. Por un lado mejora del rendimiento térmico del ciclo pues la temperatura de cesión de calor es menor; por otro, el salto entálpico en la turbina aumenta con lo que aumenta la potencia generada.

Sin embargo, al disminuir la presión de condensación el título de vapor a la salida disminuye afectando negativamente al rendimiento interno de la turbina. También es preciso señalar que la disminución de la presión del condensador va acompañada de un aumento de volumen específico en los últimos escalonamientos y por tanto de unas mayores secciones de paso.

De todos modos estos inconvenientes no llegan a contrarrestar las ventajas inicialmente señaladas [19].

En el presente proyecto, se da un hecho fundamental que prima sobre todas recomendaciones termodinámicas que se acaban de exponer: el hecho de la carencia de una fuente permanente de agua en la zona. Se recomienda el empleo de un condensador aerorrefrigerado a pesar de que ello requiera aumentar la presión de condensación y el consumo en auxiliares.

Para este tipo de condensadores, la presión suele oscilar entre los 150 y los 200 mbar, así que para la resolución del ciclo se comenzará considerando una presión de 150 mbar.

- **Presión de las extracciones.**

Tanto la presión de las dos extracciones normales (de alta y de baja presión) como la que desemboca en el desgasificador se han seleccionado en base a la experiencia. Concretamente para la planta que se está considerando en este Proyecto, se han asignado las siguientes presiones:

Extracción de baja	2 bar.
Presión de desgasificación	10 bar.
Presión de alta	30 bar.

- **Rendimiento de los equipos.**

Para proceder a resolver el conjunto de ecuaciones representativas de la turbina de vapor, es necesario efectuar una estimación del rendimiento de los diversos equipos que intervienen en el comportamiento de la misma. Entre ellos se incluye la propia turbina, aunque también hay que considerar las dos bombas impulsoras y el generador de vapor.

Figura 4.6: Hipótesis inicial acerca del rendimiento de los equipos

En general, se han tratado de establecer dichos parámetros atendiendo al orden de magnitud característico de los mismos, tendiendo en todo caso a valores que corresponderían al caso más desfavorable. En la Figura 4.6 se presenta un resumen de las hipótesis consideradas.

- **Caracterización de los precalentadores.**

Para definir el comportamiento de estos sistemas es necesario fijar dos parámetros: el subenfriamiento de drenaje y la diferencia terminal de temperaturas.

El subenfriamiento de drenaje representa la diferencia de temperatura entre el drenaje del precalentador (en el esquema de la Figura 4.5 correspondería a la corriente que sale por la parte inferior del mismo) y la corriente de agua de entrada que va a precalentarse (en el esquema correspondería a la corriente que entra por el lateral derecho del precalentador).

El valor del subenfriamiento del drenaje se asigna en base a la experiencia, en unos valores aproximados de 5°C.

La diferencia terminal de temperatura (DTT) indica hasta dónde ha podido precalentarse el agua a su paso por el precalentador. Representa los grados que le hubieran faltado al agua para alcanzar la temperatura de saturación a la presión de trabajo del susodicho precalentador. Dicho de otro modo, la DTT es la diferencia entre la temperatura de saturación del agua a la presión del precalentador y la temperatura del agua ya precalentada.

Cuanto menor sea la DTT, mayor será la superficie de intercambio necesaria y, por tanto, mayor será el coste del precalentador. Un valor moderado de la DTT es 3°C; este es el valor que, de hecho, se ha considerado para el posterior desarrollo de los cálculos.

- **Otras hipótesis de partida.**

Para proceder a la resolución del sistema fue necesario estimar algunos otros parámetros de inferior relevancia pero no por ello despreciables. En general, estos valores se han asignado en base a la experiencia, pero no responden a ningún criterio específico. Así, por ejemplo, se ha supuesto una pérdida de carga en la caldera de un 5%.

Además, para simplificar los cálculos, se han despreciado las pérdidas de carga en los conductos de la instalación. Esta simplificación podría llegar a alterar significativamente los resultados sobre todo si la planta es de grandes dimensiones. Para la TV que se está diseñando no se esperan variaciones sustanciales y, en todo caso, la resolución manual del ciclo sólo es una aproximación. Posteriormente se afinarán más los resultados con la ayuda del programa Termoflow.

#### 4.3.4. Procedimiento de cálculo.

El primer paso del procedimiento de cálculo es la resolución del ciclo termodinámico. Para facilitar la comprensión del texto se ha procedido a numerar cada corriente mediante un índice. En la Figura 4.7 pueden observarse los valores asignados con los que se efectuará el seguimiento del proceso.

El punto 1 corresponde a las condiciones de admisión. La entalpía de la corriente de entrada a la turbina puede extraerse directamente del diagrama de Mollier, dado que se conocen sus condiciones de presión y temperatura.

Figura 4.7: Esquema numerado del ciclo en la turbina de vapor.

**Punto 1:** 80 bar y 550°C

En el diagrama de Mollier se localiza la entalpía correspondiente a dichas condiciones termodinámicas y así queda totalmente definido el punto 1.

El punto 2 corresponde al flujo de vapor que saliendo de la turbina desemboca en el condensador. Del punto 2 se conoce su presión:

**Punto 2:** 150 mbar

Para definir termodinámicamente dicho punto se traza la isentrópica desde el punto 1 hasta la presión de condensación. Así se obtienen las características que tendría el punto 2 si la expansión fuese ideal; como no lo es, se hace preciso el empleo de la hipótesis acerca del rendimiento de la turbina mencionado en el apartado anterior. Así, conocida la entalpía isentrópica  $h_{2s}$ , se puede calcular la entalpía del punto 2 aplicando:

$$\eta_T = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_{2s}}$$

Para facilitar el cálculo, se ha supuesto que la corriente de salida del condensador se encuentra en las condiciones de líquido saturado. El punto 3, que es el que se ha asignado a esta corriente, puede definirse, por tanto, buscando en las tablas de líquido-vapor saturado la entalpía correspondiente a la presión de saturación de 150 mbar.

**Punto 3:** Agua saturada a 150 mbar

Para poder llevar el agua hasta el desgasificador es necesario una bomba impulsora que eleve su presión, no sólo hasta la presión de desgasificación, sino hasta un valor algo superior para asegurar que no se producen fugas de vapor por el conducto procedente del condensador. A ese respecto, parece adecuado considerar una sobrepresión de medio bar.

$$p_4 = p_{desg} + 0,5 \text{ bar}$$

La presión en el interior del desgasificador se ha fijado en 10 bar. Del punto 4, correspondiente a la corriente de agua tras su paso por la bomba 1, se conoce por tanto su presión.

**Punto 4:** 10,5 bar

Conocido el salto de presiones en la bomba, puede obtenerse fácilmente el trabajo realizado por la misma y por tanto la entalpía del agua a la salida suponiendo que la impulsión es isentrópica.

$$\begin{aligned} W_{B1} &= \nu(p_4 - p_3) \\ W_{B1} &= h_{4s} - h_3 \end{aligned}$$

No faltaría más que aplicar el rendimiento de la bomba para tener completamente definido el punto 4.

$$\eta_{B1} = \frac{h_{4s} - h_3}{h_4 - h_3}$$

Antes de ser inyectada en el desgasificador, el agua procedente del condensador pasa por el precalentador de baja presión. En dicho precalentador se produce un intercambio de calor con una corriente de vapor extraído de la turbina, la corriente 5. Antes de estudiar lo que sucede en el intercambio, va a caracterizarse termodinámicamente el punto 5.

**Punto 5:** 2 bar

La corriente 5 corresponde a una extracción de la turbina y sus características termodinámicas pueden obtenerse a partir de la recta de expansión de la turbina ya que su presión es conocida. De manera que, para obtener la entalpía del punto 5, se traza la recta de expansión en la turbina (la isentrópica ya se trazó para calcular el punto 2s; la recta de expansión real iría desde 1 hasta 2), y se localiza el punto de corte con la isobara correspondiente a los 2 bar.

A continuación se han determinado las condiciones de las corrientes de salida del precalentador. De la corriente 6 se conoce su presión (la misma que la de la corriente 4 y a su vez medio bar superior a la presión de desgasificación).

**Punto 6:** 10,5 bar

Además, de las hipótesis iniciales se establece que la DTT del precalentador son 3°C. La temperatura de la corriente 6 será, entonces, 3°C grados inferior a la temperatura de saturación del agua a la presión de trabajo del precalentador, o sea, 2 bar.

$$T_6 = T_{sat}(\text{agua líquida}, 2 \text{ bar}) - DTT$$

Una vez determinada su temperatura, la entalpía se calcula fácilmente pues es función directa de ésta y de la presión.

El punto 7 corresponde a la corriente de drenaje del primer precalentador. La presión de dicho punto es la misma que la del propio precalentador, es decir, 2 bar.

**Punto 7:** 2 bar

Su temperatura puede determinarse a partir de la hipótesis inicial relativa al subenfriamiento de drenaje.

$$\text{Sub drenaje} = T_7 - T_4$$

La entalpía de la corriente 7 se obtiene directamente de su presión y su temperatura.

Las corrientes 8 y 9 resultan ser otras extracciones de la turbina. Su caracterización termodinámica se realiza exactamente igual que con la corriente 5. La única diferencia es la isóbara de corte con la que hay que interseccionar la recta de expansión que, en el caso de la corriente 8 será de 10 bar y en el

de la corriente 9 será de 30 bar.

**Punto 8:** 10 bar

**Punto 9:** 30 bar

Pero el resto del proceso es análogo.

A continuación se tiene el punto 10, que corresponde a la corriente de salida del desgasificador. Suponiendo que la corriente de salida del desgasificador se encuentra en condiciones de líquido saturado, sus características termodinámicas podrán obtenerse fácilmente sin más que ir a las tablas de líquido-vapor saturado.

**Punto 10:** Agua saturada a 10 bar.

Para esa presión, quedan fijadas la temperatura y la entalpía.

El punto 11 puede calcularse a partir del punto 10 de manera similar a como se obtuvo el punto 4 a partir del 3.

**Punto 11**

Tras su paso por la bomba 2, el agua ha de haber alcanzado una presión superior a la de salida de la caldera (corriente 1) para contrarrestar las pérdidas en los tubos de la misma. Dada la pérdida de carga en la caldera, la presión del agua en los conductos de entrada vendrá determinada por:

$$p_{11} = p_1 \cdot (1 + \epsilon_{cc})$$

Así se obtendría la presión del punto 11. Su entalpía isentrópica se resuelve mediante el cálculo previo de la potencia de la bomba.

$$\begin{aligned} W_{B2} &= \nu(p_{11} - p_{10}) \\ W_{B2} &= h_{11s} - h_{10} \end{aligned}$$

Empleando el valor de rendimiento estimado en el apartado anterior, se obtiene la entalpía real de dicho punto.

$$\eta_{B2} = \frac{h_{11s} - h_{10}}{h_{11} - h_{10}}$$

El punto 12 es al segundo precalentador lo que el punto 7 era al primero. La presión de la corriente 12 coincide con la presión de trabajo del precalentador.

**Punto 12:** 30 bar

Su temperatura puede determinarse a partir de la hipótesis inicial relativa al subenfriamiento de drenaje.

$$\text{Sub drenaje} = T_{12} - T_{11}$$

Y su entalpía es función directa de la presión y la temperatura.

Un paralelismo similar aparece entre la corriente 13 y la 6.

**Punto 13**

La presión de la corriente 13 se obtiene sumando a la presión de admisión las pérdidas de presión en la caldera.

$$p_{13} = p_1 \cdot (1 + \epsilon_{cc})$$

Además, de las hipótesis iniciales se establece que la DTT del precalentador son 3°C. La temperatura de la corriente 13 será, entonces, 3 grados inferior a la temperatura de saturación del agua a la presión de trabajo del precalentador, o sea, 30 bar.

$$T_{13} = T_{sat}(\text{agua líquida}, 30 \text{ bar}) - DTT$$

Una vez determinada su temperatura, la entalpía se calcula fácilmente pues es función directa de ésta y de la presión.

Con el punto 13 se cierra el ciclo completo del agua. Ya se han determinado las características termodinámicas de todos los puntos del ciclo, los cuales se presentan sintetizados en la Figura 4.8. En el Anexo III puede consultarse toda la programación en EES así como la lista completa de resultados, que no se han incluido en el texto por claridad.

El siguiente paso en la resolución de la turbina es la determinación del caudal de vapor necesario para producir los 26 MW que se le exigen a la planta. Para ello, se plantean una serie de ecuaciones de balance, de la resolución de las cuales se obtiene la fracción de vapor en que se divide cada

Figura 4.8: Características termodinámicas de todos los puntos del ciclo.

corriente. Es decir, que previo al cálculo de caudales, se efectuará el cálculo de proporciones (considerando caudal total unitario).

$$\alpha_1 = 1$$

Las ecuaciones de balance másicas y energéticas planteadas para la resolución del problema se han presentado tabuladas en la Figura 4.9 y en la Figura 4.10.

En dichas figuras se observan un total de doce ecuaciones con doce incógnitas:  $\alpha_i$  con  $i = 1, 2, 3, \dots, 12$ . Empleando las proporciones obtenidas puede determinarse el trabajo unitario de la turbina. Se ha denominado trabajo unitario de la turbina a la energía que es capaz de suministrar por cada kg de vapor expandido en la misma:

$$\begin{aligned} W_{TV} = & 1 \cdot (h_1 - h_9) + \\ & + (1 - \alpha_9) \cdot (h_9 - h_8) + (1 - \alpha_9 - \alpha_8) \cdot (h_8 - h_5) + \\ & + (1 - \alpha_9 - \alpha_8 - \alpha_5) \cdot (h_5 - h_2) \end{aligned}$$

El caudal necesario de vapor puede calcularse de imponer el valor de la potencia de la turbina:

$$\dot{W}_{TV} = W_{TV} \cdot \dot{m}_v \cdot \eta_{m;TV}$$

Figura 4.9: Ecuaciones de balance de materia en la planta de TV.

Figura 4.10: Ecuaciones de balance de energía en la planta de TV.

Finalmente, y para no perder de vista el objetivo fundamental de este Proyecto, se ha calculado el gasto de combustible necesario para mantener en funcionamiento la planta. Para ello se ha planteado un balance global en la caldera generadora de vapor imponiendo que la energía aportada por el combustible sea igual que la que consume el caudal calculado de agua para transformarse en vapor.

$$\dot{m}_v \cdot (h_1 - h_{13}) = \dot{m}_f \cdot PCI \cdot \eta_{cald}$$

Llegados a este punto, sería posible calcular la eficiencia global de la planta como el cociente entre la potencia neta obtenida (potencia generada por la turbina menos potencia consumida por las bombas) y la potencia aportada por el combustible.

$$\eta = \frac{\dot{W}_{TV} - \dot{m}_v \cdot (W_{B1} + W_{B2})}{\dot{m}_{carbon} \cdot PCI}$$

A modo de resumen, se presentan a continuación los resultados obtenidos

en este procedimiento de cálculo.

$$\begin{aligned}\dot{m}_v &= 30,31 \text{ kg/s} \\ \dot{m}_f &= 3,309 \text{ kg/s} \\ \eta &= 0,3025\end{aligned}$$

#### 4.3.5. Resolución de la turbina de vapor con ayuda de un software.

El empleo del programa denominado Termoflow permite afinar los resultados obtenidos gracias a su capacidad de computar muchas más variables de las que manualmente resulta práctico considerar.

El mencionado programa posee, por ejemplo, una base de datos con la mayoría de los sistemas actualmente comercializados. Además, permite tener en cuenta factores ambientales como la temperatura local o la altitud, que afectan directamente a las condiciones del aire de alimentación en los procesos de combustión.

Confianza en la precisión que ofrece el programa, se ha considerado una planta de turbina de vapor de 26 MW. Los criterios previos de diseño son los mismos que se han comentado en apartados anteriores; la configuración de la planta es, por tanto, la que puede verse en la Figura 4.5 y sus parámetros se eligieron, como siempre, atendiendo a la escasez de agua. Los datos se han elegido en función de estimaciones previas de consumo de auxiliares, consumo de agua de reposición, minimización del gasto másico de vapor y de la necesidad de utilización de aerocondensador.

Los datos básicos de partida son los se resumen a continuación:

##### *Ciclo de turbina*

Potencia neta de la planta	26 MW
Presión del vapor vivo	80 bar
Temperatura del vapor vivo	510°C
Presión de condensación	145 mbar
Recalentamiento intermedio del vapor	No
Extracciones regenerativas	2
Número de cuerpos de turbina	1

##### *Condiciones ambientales*

Altitud	1200 m
Temperatura (media)	20°C

*Combustible*

Poder calorífico inferior 25821 kJ/kg

Poder calorífico superior 26800 kJ/kg

Las características específicas del carbón que disponía la empresa, no han podido ser tenidas en cuenta en los cálculos preliminares debido a que no se conoce detalladamente su composición. El carbón que se ha empleado como dato para el Termoflow es un carbón bituminoso de alto contenido en volátiles (sudafricano) con poder calorífico inferior del mismo orden que el del Proyecto.

En el Anexo IV pueden verse los esquemas generales de la instalación proporcionados por el programa, junto con la tabla de resultados asociada.

El consumo de combustible puede calcularse a partir de la potencia que debe aportar:

$$\begin{aligned}\dot{m}_c \cdot PCS &= \text{Potencia termica del combustible} = 90975 \text{ kW} \\ \dot{m}_c &= 3,39 \text{ kg/s}\end{aligned}$$

La estimación inicial queda un poco por debajo de estos resultados. Diariamente, esto supone un consumo de algo más de 290 toneladas de carbón al día.

$$\dot{m}_c = 293,3 \text{ T/dia}$$

El consumo de agua de reposición se estima en el rango del 1,5 % al 2,5 % del gasto de vapor a turbina. Teniendo en cuenta que éste se ha definido como 119,2 T/h, el consumo de agua de reposición se situaría entre 1,79 T/h y 2,98 T/h (que correspondería a un caudal estimado 1,8 m<sup>3</sup>/h y 3 m<sup>3</sup>/h). Este dato constituye una posible restricción para la consideración de esta solución independientemente del coste total.

Figura 4.11: Necesidades de carbón para la planta de TV

Llegados a este punto, se ha considerado apropiado presentar una comparativa entre los resultados obtenidos por el autor y aquellos que ofrece como desenlace el programa de apoyo. Así, en la Figura 4.12 pueden verse los parámetros más relevantes resultantes del cálculo por uno y otro método.

Figura 4.12: Resultados del cálculo de la TV por los dos procedimientos

Como puede extraerse de la misma, Termoflow ha logrado un mejor ajuste

de la potencia gracias a la consideración de pérdidas correspondiente al consumo de auxiliares (especialmente las bombas). Por ello, mientras que Termodflow consigue una potencia neta cercana a los 26 MW, el acercamiento manual sólo alcanza los 25,7 MW.

El programa consigue optimizar el rendimiento del ciclo y ajustar la potencia; a cambio, rebela un mayor consumo de combustible y un mayor gasto de vapor circulante. Bien es verdad que la temperatura del vapor vivo considerada por el programa es inferior. Sería posible reducir el consumo de vapor aumentando dicha temperatura o, lo que es lo mismo, mejorando el intercambio de calor en la caldera con el consiguiente incremento en los costes de inversión.

Ya se ha mencionado en varias ocasiones a lo largo del texto la importancia de reducir el consumo de agua. Y bien es sabido que cuanto mayor es el gasto de vapor, mayores son las necesidades de agua de reposición. Por ello, en caso de optar por instalar una central de TV, sería conveniente llegar a una solución de compromiso entre la reducción del gasto de vapor y la regulación de la temperatura del vapor vivo.

#### 4.4. Ciclo combinado (CC)

En apartados anteriores se mencionan las características fundamentales de las TGs y de las TVs. El ciclo Brayton, correspondiente a TGs, es un ciclo termodinámico que opera a alta temperatura, mientras que el ciclo Rankine, característico de las TVs es un ciclo con temperaturas de trabajo más bajas.

Una planta de CC<sup>3</sup> consiste en una o más unidades de TG de generación de potencia eléctrica, descargando los gases calientes del escape en una caldera de recuperación de calor; de manera que en dicha caldera se genere la cantidad de vapor suficiente como para alimentar a una TV, y sólo se descarguen al ambiente los gases de la TG una vez que se han enfriado (Figura 4.13). De este modo se consigue aprovechar una fracción mucho mayor del combustible empleado en la TG en la generación de energía eléctrica neta.

Desde un punto de vista termodinámico, se puede definir un CC como el acoplamiento de dos ciclos individuales, uno que opera a alta temperatura y otro con menores temperaturas de trabajo. El calor residual del proceso de generación de trabajo neto en el ciclo de alta temperatura se aprovecha en

---

<sup>3</sup>CC=Ciclo combinado

Figura 4.13: Esquema de los elementos constituyentes de una planta de CC

su mayor parte en un intercambiador de calor para producir trabajo en un ciclo termodinámico de baja temperatura. La unión termodinámica de estos ciclos conduce generalmente a la obtención de un rendimiento global superior a los rendimientos de los ciclos termodinámicos individuales que lo componen.

En la Figura 4.14 se muestra una representación en diagrama T-S de los parámetros principales de los fluidos que intervienen en un CC simple. El ciclo rojo muestra la evolución del fluido en la TG; y el azul, la del agua en la TV.

Puede crearse una planta de CC simplemente añadiendo una caldera de recuperación y una turbina-generator de vapor a la unidad de TG ya existente. Esta idea puede llegar a ser atractiva en un momento determinado en caso, por ejemplo, de que el coste del combustible se estuviese incrementando rápidamente o incluso, cuando se planea modificar la potencia de una planta existente.

Figura 4.14: Diagrama T-S de la evolución de los fluidos en una planta de CC

Sin embargo, existe un prerrequisito fundamental que debe tenerse en cuenta a la hora de desarrollar una planta de CC y a la hora de realizar análisis comparativos en térmicos económicos entre éste y otros tipos de plantas de potencia. Tanto las TGs, como las calderas de recuperación de calor, como las TVs, sólo están comercialmente disponibles en unos tamaños específicos. Podrían llegar a hacerse ciertas modificaciones; ahora bien, los fabricantes de los equipos tienen preparados los planos de diseño y las herramientas de fábrica necesarias para cada uno de los modelos que ofrecen. Antes de seleccionar un equipo, debe investigarse la disponibilidad comercial de los diferentes componentes. Un componente diseñado por el propio cliente podría requerir un coste desorbitado y podría no competir económicamente con otras formas de generación.

La caldera de recuperación es un componente clave en una planta de ciclo combinado. Es el elemento que aprovecha la energía de los gases de escape de la TG transformándola en vapor. Con posterioridad, ese vapor puede transformarse en electricidad en el turbogruppo, ser utilizado directamente en procesos industriales o bien emplearse en la producción de calor en sistemas

de calefacción centralizados.

El proceso de recuperación es la transferencia de calor que tiene lugar en las diversas secciones de que se compone la caldera. En la Figura 4.15 se muestra el diagrama T-Q de una caldera de recuperación, que es el diagrama de perfil de la temperatura a lo largo de la misma.

Figura 4.15: Diagrama T-Q del proceso de transferencia de calor en una caldera de recuperación

La elección de una determinada caldera afectará no sólo al coste inicial, sino también a los costes de operación.

#### **4.4.1. Análisis de las posibles configuraciones que pueden aplicarse a la planta de CC**

- **Ciclos combinados con postcombustión.**

Las calderas de recuperación de calor para un CC gas-vapor pueden diseñarse de forma que, en lugar de ser puramente convectivas y recuperar el calor de los gases de escape del ciclo de alta, permitan una combustión suplementaria. El combustible en estos casos puede ser o no el mismo que el empleado en la cámara de combustión de la TG,

y cuando se emplea este sistema se dice que el CC admite postcombustión.

En general, no es recomendable usar postcombustión en una planta de CC por dos motivos:

- En primer lugar, porque las calderas empleadas para este fin no responden a un diseño óptimo.
- Y en segundo lugar, porque el calor aportado en los quemadores de postcombustión sólo es útil en el ciclo de la TV, de manera que el rendimiento global de la planta disminuye.

Existen casos particulares en los que sí está justificado desde un punto de vista económico el uso de ciclos con postcombustión, por ejemplo cuando se prevé la necesidad de dar picos de potencia de forma rápida, o cuando el CC vaya a ser empleado en aplicaciones de cogeneración suministrando cantidades de vapor variables a procesos industriales.

#### ■ Ciclos combinados con diferentes niveles de presión.

El CC gas-vapor es un sistema que se caracteriza por su alto rendimiento energético y elevada densidad de potencia. El diseño de la caldera de recuperación de calor y de la TV puede optimizarse con el fin de recuperar la mayor cantidad posible de energía de los gases de escape de la TG.

Con objeto de reducir las pérdidas de energía en el acoplamiento de los ciclos, el vapor en la caldera de recuperación puede generarse en uno, dos o tres niveles de presión, y con o sin recalentamiento intermedio; lo que implica una sofisticación y encarecimiento creciente de la instalación a medida que se mejora el rendimiento y la potencia.

El CC gas-vapor más sencillo es el de un sólo nivel de presión. La Figura 4.13 correspondería al esquema de un CC con un solo nivel de presión.

Con el fin de disminuir las pérdidas de calor sensible en el acoplamiento de los circuitos en la caldera y mejorar por tanto el rendimiento global del ciclo, se pueden aumentar a dos los niveles de presión de generación de vapor, tal y como se representa en la Figura 4.16.

Figura 4.16: Esquema de una planta de CC con dos niveles de presión

De comparar los balances energéticos de ambas configuraciones, se concluye que la potencia generada en un CC con dos niveles de presión es superior a la que puede suministrar el ciclo simple.

Gracias a la reducción en las pérdidas, la transferencia de calor se realiza de forma más efectiva y, además, se reduce simultáneamente la temperatura de salida de los gases en la chimenea. Debe tenerse en cuenta, no obstante, el grado de contenido en azufre del combustible empleado, ya que al disminuir la temperatura de los gases de combustión pueden producirse condensaciones ácidas que deterioren la caldera. En este estudio se incluirán exclusivamente CCs que empleen gas natural como combustible principal, evitando así tener que considerar los sistemas auxiliares que se utilizan en la prevención de dichas condensaciones en calderas con temperaturas de trabajo inferiores.

Añadiendo un tercer nivel de presión al ciclo se puede mejorar un poco más el rendimiento al recuperar más energía de los gases de escape de la TG. El resultado final es una ligera ganancia de potencia con respecto al ciclo de dos niveles de presión, sin embargo la diferencia es mínima y generalmente no compensa al coste adicional que supone el empleo de un sistema tan complejo.

#### ■ **Modificaciones al ciclo de vapor.**

En apartados anteriores se analizaron específicamente las modificaciones que podían ser aplicadas a una planta de TV convencional.

No ha de perderse de vista el hecho de que, sea cual sea el tipo de central que finalmente se instale (si es que resultase conveniente colocar alguna), la potencia que será necesario extraer de ella sólo será empleada para una aplicación muy concreta, que es el consumo de la planta de fabricación de clínker de cemento. No se tratará de una planta de grandes dimensiones para generación masiva de energía eléctrica, sino de una planta enfocada única y exclusivamente al autoconsumo de la fábrica.

Si no existe justificación para emplear un ciclo con recalentamiento intermedio o un ciclo regenerativo en una planta propiamente de TV, con menos motivo habrán de considerarse dichas modificaciones en el estudio de una planta de CC.

#### 1. **Regeneración**

Concretamente, el hecho de realizar extracciones en una turbina con el fin de hacer regenerativo el ciclo de vapor, resulta incluso contraproducente en el caso de centrales de CC, ya que un incremento de la temperatura de aportación del agua a la caldera, lleva aparejado un menor salto de temperaturas entre el agua y el gas en la caldera de recuperación de calor y por tanto una transmisión de calor menos eficaz en la misma. O sea, que la regeneración puede aumentar el rendimiento de un ciclo Rankine aislado, pero no el rendimiento global de un CC.

En la TV de un CC sí resulta habitual, sin embargo, emplear un intercambiador de calor de mezcla denominado desgasificador, no tanto para efectuar una regeneración, sino como tanque de agua de

alimentación para la caldera y con el objeto de eliminar el oxígeno y los gases disueltos en el agua empleada.

## 2. Recalentamiento

En el análisis de los CCs gas-vapor con uno, dos y tres niveles de presión, se comprueba que el contenido en humedad del vapor en el último escalonamiento de la turbina limita la posibilidad de incrementar la presión del vapor, y por tanto de aumentar la potencia obtenida en la TV.

En esos casos puede optarse por separar la turbina en dos cuerpos: uno de alta y otro de baja presión (si se trata de un CC con tres niveles de presión, pueden reunirse la alta presión y la presión intermedia en un cuerpo de alta, o la presión intermedia y la baja en un cuerpo de baja).

El concepto de recalentamiento introduce un cambio significativo en las TVs con dos cuerpos diferenciados: el vapor en este ciclo, después de expandirse en el cuerpo de alta presión vuelve a la caldera y se mezcla con el vapor procedente del sobrecalentador previo, para recalentarse conjuntamente a una temperatura próxima a la del vapor de alta presión y expandirse en el cuerpo de baja. Véase el esquema de la Figura 4.17, donde se ha representado un ciclo con tres niveles de presión y dos cuerpos de turbina.

En un CC gas-vapor con tres niveles de presión y recalentamiento no hay mezcla de vapores en la TV, evitando así zonas de fatiga térmica por diferencias de temperatura. El rendimiento del ciclo mejora debido al recalentamiento y la humedad en el último escalonamiento de la turbina se reduce significativamente. Puede aparecer por contra un pequeño incremento de las pérdidas en chimenea, ya que, al absorber calor para el recalentamiento, hay una menor producción de vapor en el evaporador de alta no compensada por el incremento de flujo de vapor en media y baja.

### ■ Posición de la caldera de recuperación.

En un CC la caldera puede colocarse en disposición horizontal o vertical.

Figura 4.17: Esquema de una planta de CC con tres niveles de presión y recalentamiento intermedio

1. La caldera horizontal es aquella en la que el gas, a la salida de la turbina, sigue una trayectoria horizontal a través de las distintas etapas de la caldera hasta que es conducido a la chimenea de evacuación.

En este tipo de calderas, los tubos por los que circula el agua se encuentran en posición vertical y colgando de los calderines y colectores situados en la parte superior de la caldera. Al no necesitar estructura soporte, son más compactas y baratas que las calderas verticales.

No obstante, su compactidad dificulta el acceso a los tubos; y en caso de rotura, la única opción es cegar el tubo afectado, eliminándose paulatinamente más superficie de transferencia.

2. En las calderas verticales, por el contrario, el gas circula hacia arriba, bien por circulación forzada, o bien por circulación natural elevando la posición de los calderines.

Constan de una estructura sobre la que apoyan los calderines y de la que cuelgan los soportes de los haces horizontales de tubos. En estas calderas los tubos son más accesibles; sin embargo exigen un mayor control en su proceso de construcción y requieren más pureza en el agua de alimentación.

#### 4.4.2. Procedimiento de diseño.

El punto de partida para el diseño del ciclo CC apropiado a la demanda de energía de nuestra planta, vuelve a ser la potencia requerida.

Ya se ha comentado en puntos anteriores que el consumo de potencia estimado de la fábrica se encuentra en torno a los 26 MVA. Con el fin de asegurar en todo momento el suministro de energía, evitando así posibles faltas en la cobertura en los picos de demanda, se ha decidido partir de la base de que la planta que se instale debe dar una potencia nominal de 30 MVA. Además, con este criterio se facilitaría la ampliación de la central en caso de que la empresa decidiese aumentar las dimensiones de la fábrica.

- **Elección de la configuración adecuada.**

En el apartado anterior se ha analizado, en términos generales, qué posibles modificaciones podrían efectuarse a una planta de CC simple para mejorar las condiciones de funcionamiento de la misma y obtener, con ello, diversas mejoras como pueden ser un aumento del rendimiento, un aumento de la potencia, una disminución de la humedad del vapor, etc.

Para establecer un punto de partida, es indispensable fijar qué configuración es la más adecuada teniendo en cuenta la aplicación para la que va a ser empleado. Dadas las dimensiones de la fábrica, y a la vista de la potencia que le va a ser exigida al ciclo, resulta muy probable que la opción más rentable sea colocar un ciclo sencillo, sin ninguna modificación adicional. Aunque, ciertamente, dichas modificaciones favorecerían un mejor funcionamiento de la planta, el sacrificio económico que supondría el acometer las mismas, sería difícilmente amortizable en el todo el periodo estimado de vida de la planta.

En definitiva, se recomienda el empleo de una **planta de CC con una TG y una TV de un solo cuerpo**; con una **caldera de recuperación sin postcombustión** dispuesta en posición horizontal. La generación de vapor se sugiere hacerla en **un solo nivel de presión**. Y para eliminar los gases no condensables que se encuentren disueltos en el agua, se recomienda colocar un **desgasificador** a la entrada de la caldera que caliente el agua de la alimentación a través de un proceso de mezcla con un flujo de vapor procedente de una extracción de la turbina. En la Figura 4.18 puede verse el esquema gráfico que refleja la configuración descrita en este punto y que servirá de base para los cálculos posteriores que hayan de efectuarse en torno al ciclo.

Figura 4.18: Configuración recomendada para la instalación de una planta de CC en la fábrica de clínker

- **Asignación de potencias.**

En toda planta de CC existen al menos dos generadores eléctricos: uno acoplado al eje de la TG y otro similar en la TV. La potencia que pueda extraerse de la expansión del vapor en su correspondiente turbina, depende en primera aproximación, de la cantidad de energía disponible en el escape de la turbina de gas.

Esta circunstancia provoca que, en cualquier CC, la potencia que pueda obtenerse de la TV sea siempre aproximadamente proporcional a la potencia suministrada por la TG. Aunque existen numerosos parámetros susceptibles de ser ajustados a la hora de definir el punto de trabajo de una central de CC, el resultado nunca podrá desviarse de una determinada relación de proporcionalidad entre las potencias suministradas por la TG y la TV respectivamente. Dicha relación de proporcionalidad suele ser generalmente de 2:1; o sea, que por cada kilowatio que quiera generarse en el circuito de vapor, deben extraerse aproximadamente dos del ciclo de los gases.

A raíz de la situación expuesta anteriormente (suponiendo que la relación entre potencias es de 2:1) se concluye que la turbina de gas seleccionada, deberá proporcionar una potencia aproximada de 20 MW. De este modo, la TV que se le acople será capaz de proporcionar aproximadamente los 10 MW restantes hasta suplir la demanda completa de la planta.

#### ■ Turbina de gas

El siguiente paso en el proceso de diseño del CC es la elección de la TG. Las TGs de generación de potencia están comercialmente disponibles en tamaños que van desde los 2500 kW hasta los 100000 kW, existiendo para cada uno de esos tamaños una gran diversidad de modelos disponibles, con múltiples variaciones en sus características, elegibles en función de la aplicación para la cual quieran ser empleados. Para determinar qué modelo concreto era el que más se ajustaba al sistema objeto de estudio se tuvieron en cuenta varios aspectos:

- En general, las plantas de CC disponen de menor flexibilidad a la hora de seleccionar un combustible que las plantas de TV. El gas natural suele ser el combustible más apropiado para este tipo de plantas, si bien es verdad que existen ciertas turbinas en el catálogo para las que se menciona que, de forma excepcional, podrían trabajar con algún otro tipo de combustible; la alternativa suele ser gasóleo.

Se recomienda en cualquier caso emplear gas natural porque es la única alternativa, junto con el gasóleo, que no requiere tratamiento adicional. El empleo de aceites pesados, por ejemplo, requeriría un

proceso previo de lavado y dosificación de aditivos. Para quemar gases licuados del petróleo, es necesario adaptar los quemadores y los sistemas de inyección.

Además, en comparación el gas natural y el gasóleo, el gas natural es un combustible más limpio y menos contaminante, por estar exento de azufre. De manera que, definitivamente, el gas natural parece el combustible más idóneo para la planta en cuestión.

Aun así, ya se comentó en el apartado referente a combustibles que cualquier decisión que se tome a ese respecto requeriría el diseño de las infraestructuras necesarias para el transporte del mismo, ya que la situación de la planta no permite la aplicación directa desde el punto de recepción.

De ahí que finalmente se seleccionase una turbina que trabajase con gas natural, a pesar de que el consumo de combustible en caso de que se emplease gasóleo resultaría menor.

- Uno de los aspectos que más se ha tenido en cuenta a la hora de optar por una u otra turbina, ha sido la garantía que sugiere, en sí mismo, el nombre del fabricante. Es previsible que ciertos fabricantes, por el hecho de tener mayor experiencia en el diseño de turbinas, ofrezcan unidades más seguras y fiables que otros que lleven menos tiempo en el mercado o algunos que usen una tecnología relativamente novedosa en la elaboración de sus modelos.
- Finalmente, para optar por una turbina en concreto, también se ha tenido en cuenta la eficiencia individual de cada una de las turbinas potencialmente aplicables. El rendimiento de cada modelo viene indicado en los catálogos en forma de *heat rate*. La expresión que relaciona dichos parámetros es:

$$\eta = \frac{3600}{\text{heat rate}}$$

A continuación se muestran las características técnicas de la turbina finalmente seleccionada (Figura 4.29):

Las TGs son fabricadas y distribuidas como un todo, es decir, que una vez seleccionada, el bloque del ciclo concerniente a dicho sistema se cierra y ya no es posible actuar sobre ningún otro parámetro de diseño.

Figura 4.19: Ficha técnica de la turbina de gas seleccionada para el CC

Dicho de otro modo, las TGs vienen preparadas para entrar en funcionamiento sin ningún tipo de equipo ni de ajuste adicional; y una vez colocada, el único efecto que podrá modificarse será el nivel de carga, para lo cual, sólo habría que variar la cantidad de combustible quemado.

#### ■ **Turbina de vapor.**

La cantidad de energía que puede transferirse en los intercambiadores de la caldera depende del caudal de gases procedentes del escape de la TG y de sus características termodinámicas. Es por eso que los parámetros de entrada para el cálculo de una TV de un CC han de surgir como resultado de resolver el bloque correspondiente a la TG del mismo ciclo. En el apartado correspondiente, puede verse el desarrollo detallado todos esos cálculos así como los resultados de aplicar las recomendaciones mencionadas en esta sección. A partir de ese punto, el resto de salidas del sistema sólo dependen de las hipótesis de diseño que se consideren en el proceso de definición de las características de la TV.

##### 1. **Temperatura del vapor vivo.**

Para fijar la temperatura del vapor vivo en una planta de CC, es necesario tener en cuenta los siguientes aspectos elementales.

En general, el salto entálpico de una turbina aumenta al hacerlo la temperatura del vapor a la entrada. De manera que, si se pretende maximizar la potencia en el eje, será preciso tomar el valor máximo posible que admita dicha temperatura. Asimismo, la mayor tem-

peratura del vapor contribuye a reducir el contenido de humedad en los últimos escalonamientos, lo cual mejora el funcionamiento de la turbina y reduce el riesgo de erosión en los álabes de la misma.

No obstante, al aumentar la temperatura del vapor vivo puede producirse una reducción en el caudal de vapor generado, ya que la energía de los gases disponible para la vaporización disminuye. Para que tenga sentido la transferencia de calor en la caldera, es preciso que la temperatura del vapor sea menor que la temperatura de los gases de escape de la TV.

En general, la mejora del salto entálpico suele prevalecer frente al descenso en la producción de vapor, de modo que, para optimizar la potencia y el rendimiento de la TV, es necesario tomar el máximo valor posible de la temperatura compatible con la temperatura de los gases de escape de la TG.

Considerando que la temperatura de salida de los gases de la TG seleccionada es de  $541^{\circ}\text{C}$ , y que debe respetarse un margen de al menos unos  $25^{\circ}\text{C}$  para asegurar una transferencia de calor eficiente en la caldera, es razonable imponer que la temperatura del vapor a la entrada de la TG sea de unos  $500^{\circ}\text{C}$ .

## 2. Presión del vapor vivo.

Conviene recordar que la potencia que puede extraerse de una TV es igual al producto del caudal másico de vapor por el salto entálpico disponible en la misma. La presión del vapor vivo se seleccionará de forma que dicho producto sea máximo.

Un valor elevado de la presión daría lugar a una menor generación de vapor debido al aumento de la temperatura de saturación. Lo anterior conllevaría una reducción del calor recuperado de los gases de escape y por tanto una disminución del rendimiento en la caldera de recuperación.

Por el contrario, una presión de vapor pequeña disminuiría la densidad del vapor generado, con lo que se originarían mayores pérdidas internas en los equipos, siendo necesario un diseño más caro

de los sistemas principales y, en general, de toda la instalación.

Desde una perspectiva termodinámica, y para optimizar el salto entálpico, el óptimo de presión de vapor para una temperatura determinada es aquella que, siendo lo más alta posible y compatible con la máxima recuperación de calor, no dé lugar al final de la etapa de expansión a un contenido en humedad superior al máximo admisible en la salida de la turbina.

De momento se fija la presión del vapor vivo en 60 bar. Más adelante, cuando se concrete la presión de condensación, habrá que comprobar, mediante el trazado de la línea de expansión en la turbina, que la humedad en el último escalonamiento no supera el 16 o 18% de humedad permitido.

### 3. *Pinch point*.

Se define como la diferencia entre la temperatura del vapor a la salida del evaporador y la temperatura de los gases en esa zona. Véase la Figura 4.15 en la introducción de este apartado, donde se señala esquemáticamente la medida del *pinch* en una caldera genérica.

Valores óptimos del *pinch* estarían comprendidos entre 5 y 10°C. Cuanto menor es el *pinch point*, mayor es la cantidad de vapor generado; sin embargo, mayor es la superficie total de intercambio de calor requerida tanto en el evaporador como en el sobrecalentador y mayor es, por tanto, el coste de la caldera. En este estudio se ha considerado un valor de partida para el *pinch* de 10°C.

### 4. *Approach point* (temperatura de aproximación).

El *approach point* se define como la diferencia entre la temperatura de saturación en el calderín y la del agua a la salida del economizador (Figura 4.4). Esta diferencia es necesaria para evitar la evaporación en los tubos del economizador en los arranques, subidas de carga, y operación a cargas parciales.

Valores óptimos de este parámetro estarían comprendidos entre 5 y 10°C. Un valor pequeño del *approach point* conlleva un mayor aprovechamiento del calor, pero también una mayor superficie

de intercambio en el economizador y, tal vez, la necesidad de utilizar materiales aleados en su última etapa para resistir eventuales sobrecalentamientos del material en caso de producirse vaporizaciones. Para este estudio, se ha estimado razonable tomar para el *approach* un valor de 5°C.

#### 5. Temperatura de trabajo del desgasificador.

Las características termodinámicas del agua empleada en la alimentación de la caldera, vienen dadas de forma directa por las condiciones de trabajo que se impongan en el desgasificador del sistema.

Para reducir la temperatura de los gases de escape hacia la chimenea, y aumentar, por tanto, la eficiencia de la caldera, es fundamental que la temperatura del agua de alimentación a la misma sea lo menor posible. Esta es la razón por la cual no existen calentadores de agua en un CC gas-vapor y sólo se calienta el agua de alimentación en el desgasificador con el fin de reducir la solubilidad de los gases en el agua. Esta baja temperatura del agua de alimentación es una característica diferencial de las centrales de CC con respecto a las de caldera convencional, que consiguen mayores eficiencias calentando el agua de alimentación por medio de múltiples extracciones de vapor de la turbina.

En la Figura 4.20 puede verse cómo varía la solubilidad de los gases en agua en función de la temperatura de desgasificación impuesta. Como puede apreciarse, dicha solubilidad es mínima para temperaturas comprendidas entre los 120 y los 150°C. En general no se recomienda que el agua de alimentación a la caldera acceda a la misma con niveles de oxígeno mayores a 5 microgramos por kilo ( $\mu\text{g}/\text{kg}$ ). Teniendo en cuenta esta restricción, parece razonable comenzar suponiendo una temperatura de desgasificación en torno a 130°C.

La temperatura del agua de alimentación a la caldera influye de forma directa y rotunda en la temperatura final de los gases de salida de la chimenea; de manera que si, por cuestiones de optimización, resultase conveniente disminuir la temperatura en el desgasificador, no habrá que perder de vista que, por debajo de un cierto valor de la misma, existe riesgo de formación de condensa-

Figura 4.20: Solubilidad de los gases en agua según temperatura

ciones ácidas en la caldera. No tanto en este caso, ya que el ciclo se supone de principio trabajando con gas natural, sino en términos generales y para otros combustibles, como el gasóleo o los gases licuados del petróleo, que sí pueden tener un cierto contenido en azufre.

El procedimiento más comúnmente empleado para aumentar la temperatura en el desgasificador, es efectuar una extracción en la turbina, y emplearla para calentar la corriente de agua procedente del condensador; de hecho, ese es el método que se recomienda aplicar en este caso. Aunque también puede lograrse este efecto con el agua caliente que se extrae de la purga continua del calderín, mediante el aporte de vapor auxiliar, o incluso mediante la recirculación de agua caliente desde la salida del economizador.

#### 6. Presión de condensación.

Con el objeto de aumentar el salto entálpico disponible en la TV, y maximizar con ello la potencia que puede extraerse de la misma, sería conveniente que la presión de condensación fuese lo más baja

posible. En plantas de potencia convencionales, lo más habitual es emplear condensadores refrigerados por agua, ya que a través de ellos pueden lograrse temperaturas inferiores y, en general, son los que resultan más eficientes.

Sin embargo, para el fin que nos ocupa, se ha considerado más adecuado emplear un condensador aerorefrigerado por dos motivos: primero, porque se trata de un equipo más sencillo y económico que un condensador refrigerado por agua; y segundo, porque, dada la situación de la planta, no puede contarse con un suministro continuo y abundante de agua, de manera que emplear un condensador por agua sería arriesgado a la vez que un gasto innecesario.

La presión de condensación en un condensador aerorefrigerado no consigue ser tan baja como la que puede proporcionar otro refrigerado con agua. Aproximadamente, dicha presión puede encontrarse en torno a los 100 o 200 mbar. Para disminuir dicha presión es necesario aumentar la potencia de los ventiladores, con lo que aumenta el consumo de auxiliares en la planta. Como punto de partida para el cálculo del ciclo, se propone emplear una presión de condensación de 200 mbar.

#### 7. Rendimiento de los equipos.

Para proceder a resolver el conjunto de ecuaciones representativas del CC, es necesario efectuar una estimación del rendimiento de la TV, así como de las bombas impulsoras del agua. En la Figura 4.21 pueden verse los valores considerados.

Figura 4.21: Hipótesis inicial acerca del rendimiento de los equipos.

El criterio de selección de valores es el mismo que el empleado para la turbina de vapor, es decir, se han observado valores característicos de cada equipo y siempre tendiendo hacia el caso más desfavorable.

### 4.4.3. Procedimiento de cálculo.

El comportamiento de la TG es bastante cerrado ya que en el catálogo se encontraban disponibles casi todos los parámetros de salida del sistema. El único resultado que habría que calcular, sería el caudal de gases de escape que va a pasar a la caldera de recuperación.

Partiendo de la hipótesis de que el combustible empleado es gas natural, y conociendo la potencia de la turbina y su eficiencia, podemos obtener, mediante el correspondiente balance energético, el caudal de combustible que es necesario quemar en la cámara de combustión.

$$\dot{m}_f = \frac{\dot{W}_{TG}}{PCI \cdot \eta_{TG}}$$

El caudal total de gases generado será la suma del aire introducido (parámetro conocido de la turbina) y del caudal de combustible calculado anteriormente:

$$\dot{m}_g = \dot{m}_a + \dot{m}_f$$

Una vez que dichos gases llegan a la caldera de recuperación, comienza el proceso de transferencia de calor hacia el agua que circula por el interior de los tubos de la misma. Antes de hacer ningún tipo de balance, se hace necesario definir termodinámicamente el ciclo correspondiente al vapor, para lo cual se lleva a cabo un recorrido por los distintos puntos que lo componen y que podemos ver numerados en la Figura 4.22.

El punto 1 corresponde al vapor vivo. La entalpía de la corriente de entrada a la turbina puede extraerse directamente del diagrama de Mollier, dado que se conoce sus condiciones de presión y temperatura.

**Punto 1:** 60 bar y 500°C

En el diagrama de Mollier se localiza la entalpía correspondiente a dichas condiciones termodinámicas y así queda totalmente definido el punto 1.

El punto 2 corresponde al flujo de vapor que saliendo de la turbina desemboca en el condensador. Del punto 2 se conoce su presión.

**Punto 2:** 200 mbar

Figura 4.22: Esquema numerado de los diversos puntos que componen el ciclo termodinámico en la TV.

Para definir termodinámicamente dicho punto se traza la isentrópica desde el punto 1 hasta la presión de condensación. Así se obtienen las características que tendría el punto 2 si la expansión fuese ideal; como no lo es, se hace preciso el empleo de la hipótesis acerca del rendimiento de la turbina mencionado en el apartado anterior. Así, conocida la entalpía isentrópica  $h_{2s}$ , se puede calcular la entalpía del punto 2 aplicando:

$$\eta_T = \frac{h_1 - h_2}{h_1 - h_{2s}}$$

Para facilitar el cálculo, se ha supuesto que la corriente de salida del condensador se encuentra en las condiciones de líquido saturado. El punto 3, que es el que se ha asignado a esta corriente, puede definirse, por tanto, buscando en las tablas de líquido-vapor saturado la entalpía correspondiente a la presión de saturación de 200 mbar.

La entalpía del punto 3 puede obtenerse de las tablas de líquido-vapor saturado a la presión de condensación.

**Punto 3:** Agua saturada a 200 mbar

Para poder llevar el agua hasta el desgasificador es necesario una bomba impulsora que eleve su presión, no sólo hasta la presión de desgasificación, sino hasta un valor algo superior para asegurar que no se producen fugas de vapor por el conducto procedente del condensador. A ese respecto, parece adecuado considerar una sobrepresión de medio bar.

$$p_4 = p_{desg} + 0,5 \text{ bar}$$

La presión en el interior del desgasificador será la correspondiente a la presión de saturación del agua a la temperatura de 130°C (véase el criterio de diseño del desgasificador en el apartado correspondiente). Del punto 4, correspondiente a la corriente de agua tras su paso por la bomba 1, se conoce por tanto su presión.

**Punto 4:** 3,2 bar

Conocido el salto de presiones en la bomba, puede obtenerse fácilmente el trabajo realizado por la misma y por tanto la entalpía del agua a la salida suponiendo que la impulsión es isentrópica.

$$\begin{aligned} W_{B1} &= \nu(p_4 - p_3) \\ W_{B1} &= h_{4s} - h_3 \end{aligned}$$

No faltaría más que aplicar el rendimiento de la bomba para tener completamente definido el punto 4.

$$\eta_{B1} = \frac{h_{4s} - h_3}{h_4 - h_3}$$

Tras ser impulsada por la bomba el agua es inyectada en el desgasificador. En su interior, el agua se mezcla con una corriente procedente de la turbina con el objeto de precalentar el agua de alimentación a la caldera. Dicha corriente, marcada con el punto 5, corresponde a una extracción de la turbina y sus características termodinámicas pueden obtenerse a partir de la recta de expansión de la turbina ya que su presión es conocida (la presión del desgasificador).

**Punto 5:** 2,7 bar

De manera que, para obtener la entalpía del punto 5, se traza la recta de expansión en la turbina (la isentrópica ya se trazó para calcular el punto

2s; la recta de expansión real iría desde 1 hasta 2), y se localiza el punto de corte con la isobara correspondiente a los 2,7 bar.

Suponiendo que la corriente de salida del desgasificador se encuentra en condiciones de líquido saturado, sus características termodinámicas podrán obtenerse fácilmente sin más que ir a las tablas de líquido-vapor saturado.

**Punto 6:** Agua saturada a 130°C

Para esa temperatura, quedan fijadas la presión y la entalpía. De paso, podrá calcularse también la fracción de extracción en la turbina, ya que el resultado de la mezcla depende de los caudales máxicos de las corrientes de entrada. Estableciendo un balance energético en el desgasificador y conocidas las entalpías de todas las corrientes, puede calcularse directamente el caudal de extracción.

$$\alpha \cdot h_5 + (1 - \alpha) \cdot h_4 = h_6$$

El punto 7 puede calcularse a partir del punto 6 de manera similar a como se obtuvo el punto 4 a partir del 3. La presión en el calderín se estableció en 60 bar. Tras su paso por la bomba 2, el agua ha de haber alcanzado una presión al menos igual a la del calderín para evitar caudales de fuga hacia el conducto procedente de la caldera.

**Punto 7:** 60 bar

Así es que se impone que la presión del punto 7 sean 60 bar, y se obtiene su entalpía isentrópica mediante el cálculo previo de la potencia de la bomba.

$$\begin{aligned} W_{B2} &= \nu(p_7 - p_6) \\ W_{B2} &= h_{7s} - h_6 \end{aligned}$$

Empleando el valor de rendimiento estimado en el apartado anterior, se obtiene la entalpía real de dicho punto.

$$\eta_{B2} = \frac{h_{7s} - h_6}{h_7 - h_6}$$

El punto 8 corresponde a la corriente que saliendo del economizador, va a parar al calderín; es decir, la consecuencia de haber sometido la corriente 7 a la primera transferencia de calor en la caldera.

Sus características termodinámicas son conocidas en cuanto que se impuso una temperatura de aproximación de  $5^{\circ}\text{C}$  como criterio de diseño. La temperatura de evaporación está fijada por la presión del calderín; o sea, que corresponde con la temperatura de saturación del agua a 60 bar. La temperatura del punto 8 será igual a la temperatura de cambio de fase menos el *approach*.

$$T_8 = T_{sat}(60 \text{ bar}) - 5^{\circ}\text{C}$$

De este modo son conocidos tanto la presión como la temperatura del punto 8.

**Punto 8:** 60 bar y  $270,6^{\circ}\text{C}$

Su entalpía se calcula directamente con dichos datos.

El punto 9 puede calcularse suponiendo que el agua sale del calderín saturada y a la presión de 60 bar.

**Punto 9:** Agua saturada a 60 bar

Yendo a las tablas de líquido-vapor saturado puede obtenerse, por tanto, la entalpía de la corriente 9.

Los puntos 9 y 10 del diagrama se encuentran separados por la bomba 3. Aunque no se mencionó en las hipótesis iniciales de diseño, parece adecuado asignar una cierta sobrepresión a la corriente 10 para evitar que el vapor generado retorne de nuevo hacia el evaporador. Por ello se ha establecido la presión en la salida de la bomba 2 bar por encima de la presión del calderín.

$$p_{10} = p_{cald} + 2 \text{ bar}$$

**Punto 10:** 62 bar

Una vez establecido el salto de presiones en la bomba, la entalpía de salida se calcula de forma idéntica a como se hizo con las otras dos bombas (determinando el trabajo realizado por la misma e imponiendo su valor de rendimiento).

$$\begin{aligned} W_{B3} &= \nu(p_{10} - p_9) \\ W_{B3} &= h_{10s} - h_9 \\ \eta_{B3} &= \frac{h_{10s} - h_9}{h_{10} - h_9} \end{aligned}$$

Las propiedades termodinámicas de las corrientes 11 y 12 son idénticas. El punto 11 se corresponde con la salida del evaporador y el 12 con la entrada al recalentador. En ambos la presión es igual a la del calderín y el estado es de vapor saturado.

**Puntos 11 y 12:** Vapor saturado a 60 °C

De modo que sus correspondientes entalpías podrán obtenerse directamente de las tablas de líquido-vapor saturado a la mencionada presión.

Con estos dos puntos concluye el cálculo entálpico y queda completamente definido el ciclo agua-vapor. A continuación se presentan en la Figura 4.23 las propiedades de los doce puntos que componen el ciclo incluyendo su presión, temperatura y entalpía.

Figura 4.23: Características termodinámicas de todos los puntos del ciclo de vapor.

A continuación deben calcularse el resto de parámetros de salida del sistema como son el caudal de vapor, la potencia obtenida de la TV, la temperatura de los gases de escape de la caldera, etc.

El resultado más inmediato, es la temperatura de los gases en el interior de la caldera correspondiente al punto c, ya que puede obtenerse de manera directa a partir del valor del *pinch* impuesto con las hipótesis de diseño.

$$Pinch = T_c - T_{11}$$

El resto de incógnitas pueden despejarse aplicando una serie de ecuaciones de balance en los diversos equipos. Las ecuaciones de balance planteadas son las que se indican a continuación.

- **Balance en la turbina**

$$\dot{W}_{TV} = (\dot{m}_v \cdot (h_1 - h_6) + \dot{m}_v \cdot (1 - \alpha) \cdot (h_6 - h_2)) \cdot \eta_{m;TV}$$

- **Balance en el economizador**

$$\dot{m}_v \cdot (h_9 - h_8) = \dot{m}_g \cdot C_{pg} \cdot (T_c - T_{esc;TV})$$

- **Balance en el evaporador**

$$\dot{m}_v \cdot (h_{13} - h_9) = \dot{m}_g \cdot C_{pg} \cdot (T_b - T_c)$$

- **Balance en el recalentador**

$$\dot{m}_v \cdot (h_1 - h_{13}) = \dot{m}_g \cdot C_{pg} \cdot (T_{esc;TG} - T_b)$$

Se dispone de un total de cuatro ecuaciones, en las que aparecen cuatro incógnitas:  $\dot{W}_{TV}$ ,  $\dot{m}_v$ ,  $T_b$  y  $T_{esc;TV}$ . Tras resolver el sistema se obtienen los siguientes resultados:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{gn} &= 1,198 \text{ kg/s} \\ \dot{W}_{TV} &= 7822 \text{ kW} \\ \dot{m}_v &= 9,018 \text{ kg/s} \\ T_{esc;TV} &= 213,2 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Con los puntos representativos de las entradas y salidas de la caldera de recuperación se ha trazado el diagrama T-Q del sistema. En la Figura 4.24 puede verse la evolución del intercambio de calor entre los gases procedentes de la TG y el agua que circula por la TV.

En el Anexo V se ha incluido toda la programación de estos cálculos en EES junto con la página de resultados.

Figura 4.24: Diagrama T-Q en la caldera de recuperación

#### 4.4.4. Proceso de optimización del ciclo simple

La finalidad de este apartado es mejorar las características del ciclo en base a la variación de una serie de parámetros significativos y susceptibles de ser modificados. Dichos parámetros, a los que denominaremos en lo sucesivo *inputs*, son: la temperatura de trabajo del desgasificador, las características del vapor vivo y la presión de condensación.

Dada la complejidad de las ecuaciones y la diversidad de los parámetros que quieren analizarse, se ha decidido llevar a cabo el proceso de optimización siguiendo un procedimiento iterativo. En cada una de esas iteraciones, se irá viendo la repercusión que la modificación de dichas variables tiene sobre las salidas del sistema. Dichos *outputs* corresponden al resto de variables que, siendo indicadoras de la bondad del ciclo, no pueden ser modificadas a placer, sino que son consecuencias del propio comportamiento del sistema. Esto es: el rendimiento global del ciclo, el consumo de vapor y la temperatura de los gases de escape de la caldera de recuperación.

No es preciso incidir en la conveniencia de que el rendimiento global del ciclo sea lo mayor posible. Dicho rendimiento se ha definido como la potencia eléctrica total obtenida partido por la potencia introducida por medio del combustible, o sea:

$$\eta = \frac{W}{m_f \cdot PCI}$$

Para no incurrir en un mal aprovechamiento de la energía disponible en los gases que salen de la TG, es interesante tratar de que el salto de temperatura de los gases en la caldera de recuperación sea lo mayor posible. Ello será una prueba de la cantidad de energía que es aprovechada por el fluido en los intercambiadores de la TV. Por tanto, resultaría interesante observar la temperatura resultante de los humos en la salida del proceso, aunque dicho parámetro no sea propiamente un objetivo fundamental en la optimización del sistema.

Por otro lado, dada la situación geográfica de la planta, ha sido necesario añadir un indicador más a los objetivos finales de mejora del proceso. Por su posición aislada, la fábrica carece de seguridad en el suministro de agua para el consumo de la TV. Por ello, no debe perderse de vista que, cuanto mayor sea el caudal de vapor requerido, mayor será el caudal de fuga y por tanto mayores serán las necesidades de agua de reposición. Y por tanto, no sólo tratarán de optimizarse las características termodinámicas del ciclo, sino también esta limitación concreta que viene dada por la tendencia a reducir cuanto se pueda el caudal de vapor necesario para el funcionamiento de la turbina.

En los puntos que siguen, se muestra la evolución del procedimiento iterativo seguido. A medida que se va desarrollando la primera iteración, podrá irse comprobando que, finalmente, **no es necesario volver a iterar**. Más adelante se incidirá con más intensidad en este aspecto. De momento sólo se adelanta que el número de iteraciones necesarias para estabilizar el resultado se restringe a una sola.

Para no sobrecargar el texto, sólo se mostrarán en línea los resultados finales de esta iteración. En el Anexo VI se incluyen, comentados, todas las tablas y gráficos intermedios que han permitido obtener dichos resultados.

Como se ha comentado antes, para poder decidir acerca de la conveniencia o no de modificar cualquier parámetro, es necesario, en todo caso, estudiar la repercusión que conlleva la variación de dicho parámetro en el resto del sistema. Obsérvese que, para la iteración efectuada, se analizan por separado todos los inputs mencionados al principio de este epígrafe (temperatura de desgasificación, temperatura y presión del vapor vivo, y presión de condensación).

Para comenzar a trabajar con cualquiera de ellos, el primer paso ha sido, siempre, parametrizar las ecuaciones en función de la variable objeto de

estudio. Es decir, eliminar la variable en cuestión del conjunto de hipótesis iniciales y crear una serie de tablas en las que se muestre la evolución de las salidas del sistema para todo un rango de variación de la misma.

Con la ayuda de estas tablas podrá verse la tendencia que siguen los parámetros de salida al aumentar o disminuir la variable que se esté estudiando en ese momento, y podrá tomarse una decisión acerca del valor concreto que optimiza el ciclo global.

## PRIMERA Y ÚNICA ITERACIÓN

### 1. Mejora de la temperatura de desgasificación.

Las condiciones que se den en el interior del desgasificador, determinarán la cantidad de oxígeno que puede purgarse del ciclo. Por eso, el posible rango de variación de la temperatura en el desgasificador está limitado a aquellos valores para los cuales la solubilidad del oxígeno en el agua es mínima, es decir, entre 120 y 150°C. Fuera de ese rango es posible que no se estuviera eliminando la proporción de oxígeno necesaria a través de la purgas de vapor.

Tendencias observadas al aumentar la presión en el desgasificador:

- *El caudal necesario de vapor permanece constante.*

Las características termodinámicas de la corriente 11 vienen determinadas por la presión del calderín ya que en dicho punto el agua ha de encontrarse saturada. Al estar fijada la temperatura de la corriente 11, la temperatura en el punto c queda automáticamente definida a través de la imposición del *pinch*.

Por otro lado, las entalpías de las corrientes 1 y 12 también están fijadas por las características del vapor vivo y la presión del calderín respectivamente.

De tal manera que las ecuaciones de balance en el evaporador y en el sobrecalentador forman un sistema simple de dos ecuaciones con dos incógnitas que dan como resultado el caudal de vapor y la temperatura del punto b.

$$\begin{aligned}\dot{m}_v \cdot (h_{11} - h_{10}) &= \dot{m}_g \cdot C_{pg} \cdot (T_b - T_c) \\ \dot{m}_v \cdot (h_1 - h_{12}) &= \dot{m}_g \cdot C_{pg} \cdot (T_{esc;TG} - T_b)\end{aligned}$$

Por tanto, aunque se varíe la presión en el desgasificador, el caudal de vapor permanece constante.

- *La temperatura de los gases de escape de la caldera aumenta.*

Una vez conocido el caudal de vapor, que es constante, aplicando un balance en el economizador se tiene:

$$\dot{m}_v \cdot (h_8 - h_7) = \dot{m}_g \cdot C_{pg} \cdot (T_c - T_{esc;TV})$$

La entalpía de la corriente 8 permanece constante ya que sólo depende de las condiciones del calderín. La de la corriente 7, sin embargo, aumenta a medida que lo hace la presión en el desgasificador. Por todo esto, también tendrá que aumentar la temperatura de los gases de escape de la caldera.

- *La eficiencia global del ciclo disminuye.*

Al aumentar la presión del desgasificador, la entalpía de la corriente de salida 6 aumenta. De manera que, para que se siga cumpliendo el balance, es necesario aumentar el calor que entra en el desgasificador a través de las corrientes 4 y 5.

La entalpía de la corriente 4 se ve influenciada por la temperatura de desgasificación a través de la presión de saturación, sin embargo, su variación es mínima ya que viene limitada por la presión de condensación y por las características de la bomba.

La entalpía de la corriente 5, por su parte, también depende de la presión de desgasificación y, de hecho, aumenta a medida que ésta lo hace.

Aun así, como la corriente 4 sólo introduce agua fría, es necesario que aumente un poco el caudal de extracción para compensar las entradas, y es por eso por lo que  $\alpha$  aumenta. Finalmente, si aumenta el caudal de extracción, disminuye la potencia que es capaz de dar la turbina, y por ello el rendimiento global del ciclo disminuye.

A la vista de dichos resultados se deduce que la temperatura de desgasificación óptima es la mínima que permite la propia solubilidad de oxígeno. Es

decir, para que se produzca un aumento del rendimiento y, de paso, una disminución de la temperatura de los gases de salida de la caldera, es conveniente disminuir cuanto se pueda la temperatura de trabajo del desgasificador. Como dicha temperatura estaba limitada al rango 120-150°C, se tomará como valor óptimo una temperatura de 120°C.

$$T_{desg} = 120^{\circ}C$$

Para los pasos que restan hasta finalizar esta primera iteración se fijará el valor de dicha temperatura y se procederá al análisis del resto de variables.

## 2. Mejora de la temperatura del vapor vivo.

La temperatura de la corriente 1, así como su presión, es uno de los parámetros más importantes de un CC. Se encuentra limitada, como es lógico, por la temperatura de los gases de escape de la TG; la temperatura del vapor vivo no puede superar en ningún momento los 541°C pues en ese caso, no tendría sentido el proceso de transferencia de calor (el vapor se calienta gracias al gas, y no al contrario).

Tendencias observadas al aumentar la temperatura del vapor vivo:

- *El caudal necesario de vapor disminuye.*

Termodinámicamente, esta tendencia es una consecuencia directa del aumento de la temperatura del vapor vivo. Si circula menos vapor por los conductos de la caldera, la energía transmitida por los gases se distribuye para menos cantidad de fluido, con lo que dicho fluido puede calentarse más.

Matemáticamente puede demostrarse sin más que aplicar un balance en el tramo de caldera que va desde la TG hasta el punto *c* (Figura 4.25).

La entalpía de la corriente 11 está fijada por las condiciones del calderín; y la temperatura en *c* por el valor del *pinch*.

$$\dot{m}_v \cdot (h_1 - h_{11}) = \dot{m}_g \cdot C_{pg} \cdot (T_{esc;TG} - T_c)$$

La única variable que puede adecuarse a la variación de temperatura de la corriente es el caudal de vapor.

Figura 4.25: Balance en un tramo de la caldera.

- *La temperatura de los gases de escape de la caldera aumenta.*

Esta tendencia resulta ser una consecuencia del cumplimiento del balance energético en el economizador. Las condiciones del vapor permanecen constantes tanto a la entrada como a la salida, ya que no se está variando ni la temperatura de desgasificación ni la presión en el calderín. A su vez, la temperatura en el punto c viene fijada por el valor del *pinch*.

$$\dot{m}_v \cdot (h_8 - h_7) = \dot{m}_g \cdot C_{pg} \cdot (T_c - T_{esc,TG})$$

La única variable de esta ecuación que se está modificando es el caudal de vapor; y, de hecho, disminuye por los motivos que se expusieron anteriormente. Por lo tanto, la temperatura de salida de los gases por chimenea aumenta.

- *La eficiencia global del ciclo aumenta*

La evolución del rendimiento viene marcada por dos parámetros que producen en él efectos contrarios. Por un lado, el caudal de vapor está disminuyendo, con lo que existe una menor cuantía de flujo aportando potencia en la turbina. Por otro lado, la hipótesis inicial es de aumento de la temperatura en la corriente de entrada a la turbina, con lo cual, se dispone de un mayor salto entálpico en la misma.

De simular el comportamiento de la TV para un rango amplio de temperaturas, se concluye que este último efecto es predominante, con lo que finalmente la potencia generada aumenta y, por consiguiente, el rendimiento también.

La situación a la que se llega resulta algo comprometida por cuanto el aumento de la temperatura del vapor vivo produce dos efectos beneficiosos y uno desfavorable. No obstante, la decisión no alberga lugar a dudas ya que los criterios predominantes son los de caudal y rendimiento. A pesar de elevar la temperatura de emisión unos grados, resulta mucho más aconsejable aumentar cuanto se pueda la temperatura del vapor vivo.

En la mayoría de los textos se recomienda mantener un margen de diferencia entre la temperatura del vapor y la de los gases en torno a los 50°C. Si la diferencia de temperaturas es demasiado pequeña, los intercambiadores se encarecen demasiado y la caldera no resulta rentable. Por esta razón se ha decidido mantener el valor de la temperatura en 500°C.

$$T_1 = 500^\circ C$$

De todas formas, una vez que la planta entrase en funcionamiento, se producirían fluctuaciones en torno al punto de diseño, con lo cual, no merece la pena ajustar los parámetros a valores racionales.

### 3. Mejora de la presión del vapor vivo.

A la hora de optimizar la presión del vapor vivo, no debe perderse de vista el hecho de que variar dicha presión supone reacomodar la presión en el calderín; es decir, que cada vez que se modifica la presión del punto 1, también se ven afectadas aquellas corrientes que desembocan o proceden del calderín. Esto es importante, porque la superposición de efectos hace más complejo el análisis de las tendencias.

Tendencias observadas al aumentar la presión del vapor vivo:

- *El caudal necesario de vapor disminuye.*

Como consecuencia de aumentar la presión del calderín, las entalpías de las corrientes 1 y 11 se ven disminuidas. Proporcionalmente, la entalpía 11 disminuye un poco más que la entalpía 1, por tratarse de una

entalpía de saturación.

Por otro lado, la temperatura de los gases en el punto c aumenta debido al aumento de la temperatura del punto 11 (que es la temperatura de saturación a la presión del calderín).

Si se vuelve a efectuar un balance como el de la Figura 4.25, se observará que las disminuciones simultáneas de  $h_1$  y  $h_{11}$  son efectos que matemáticamente se contrarrestan el uno con el otro.

$$\dot{m}_v \cdot (h_1 - h_{11}) = \dot{m}_g \cdot C_{pg} \cdot (T_{esc;TG} - T_c)$$

El factor que más afecta a la ecuación es la temperatura de c; y si éste aumenta, el caudal de vapor tiene que disminuir.

- *La temperatura de los gases de escape de la caldera aumenta.*  
Para comprender mejor la evolución de este parámetro se puede llevar a cabo un balance similar al que se mostró anteriormente, pero abarcando una zona más amplia de la caldera (véase la Figura 4.26).

Figura 4.26: Balance a lo largo de toda la caldera.

Por un lado, la entalpía de la corriente 7 no varía ya que se encuentra fijada por las condiciones de desgasificación. Por otro lado, como se indicó en el apartado previo, tanto la entalpía de la corriente 1 como el caudal de vapor disminuyen.

$$\dot{m}_v \cdot (h_1 - h_7) = \dot{m}_g \cdot C_{pg} \cdot (T_{esc;TG} - T_{esc;TV})$$

Como el resto de parámetros no se ven afectados, para que se siga cumpliendo el balance la temperatura a la salida de la TV se verá obligada a aumentar.

- *La eficiencia global del ciclo aumenta.*

Es bien sabido que la eficiencia del ciclo depende de la potencia generada por la TV, ya que se está suponiendo en todo momento que la TG no varía sus condiciones de funcionamiento.

La disminución del caudal de vapor, en principio favorecería la disminución de la potencia de la turbina; sin embargo, la entalpía de la corriente 1, al ser más baja, ofrece un mayor salto entálpico. En definitiva, se tienen dos efectos opuestos.

Al igual que ocurría al estudiar el efecto de la temperatura del vapor vivo, también en este caso resulta que el segundo efecto es el más contundente, con lo que finalmente, el rendimiento del ciclo aumenta.

El aumento de la presión del vapor vivo vuelve a producir dos efectos beneficiosos y uno desfavorable, de manera idéntica a como sucedía con la temperatura. En principio, el criterio seguido sería el mismo: sacrificar un poco la temperatura de escape de la TV con tal de aumentar el rendimiento global del ciclo y, lo que es más importante, disminuir el caudal necesario de vapor para la planta.

Dado que al establecer las hipótesis iniciales, ya se consideró una presión lo suficientemente alta en el calderín, no se considera necesario modificar el valor actual de 60 bar.

$$p_1 = 60 \text{ bar}$$

Esta decisión se toma en base a un criterio económico, ya que cuanto más elevada sea la presión de trabajo del calderín, más costoso resultarán los equipos asociados (no sólo el propio calderín, sino también tuberías, válvulas, etc. por estar trabajando con vapor a alta presión).

#### 4. Mejora de la presión de condensación.

La última variable que va a parametrizarse en esta primera iteración es la presión de condensación. Por su posición separada de la caldera de recuperación, el proceso de condensación va a afectar principalmente a la potencia de la turbina.

Tendencias observadas al aumentar la presión de condensación:

- El caudal necesario de vapor permanece constante.
- La temperatura de los gases de escape de la caldera permanece constante.
- La eficiencia global del ciclo disminuye.

Esta tendencia tiene una sencilla justificación. Al aumentar la presión de condensación, la entalpía de la corriente 2 aumenta, con lo que el salto entálpico disponible en la turbina disminuye. La turbina podrá, por tanto, generar menos potencia y el rendimiento será menor.

No cabe discusión acerca de la conveniencia de disminuir la presión de condensación. Esto era lo que, sin duda, cabía esperar y así quedó patente cuando se establecieron las hipótesis de partida.

Aunque el condensador que va a emplearse es de tipo aerorrefrigerado, cabe la posibilidad de disminuir un poco la presión de condensación. Atendiendo también a un criterio económico, finalmente se fija dicha presión en 150 mbar.

$$p_{cond} = 150 \text{ mbar}$$

No es conveniente disminuir mucho más este valor por el gasto extra que supondría el consumo de los ventiladores.

Teóricamente, con esto concluye la que sería la primera iteración. Tras imponer los cambios en la temperatura de desgasificación y en la presión de condensación se obtienen los siguientes resultados:

$$\begin{aligned} \dot{m}_f &= 1,198 \text{ kg/s} \\ \dot{m}_v &= 9,124 \text{ kg/s} \\ T_{esc;TV} &= 207,4 \text{ }^\circ\text{C} \\ \eta &= 0,4912 \end{aligned}$$

El resto de valores característicos del ciclo pueden consultarse en el Anexo VI.

Obsérvese ahora cómo se ha desarrollado la primera iteración. De los cuatro parámetros analizados, dos han conservado su valor y otros dos han sido modificados.

La temperatura de desgasificación, que fue la primera que se modificó, fue disminuida cuanto se pudo. La razón por la que no se siguió disminuyendo más fue por las propias restricciones técnicas del desaireador.

La segunda variable a modificar fue la presión de condensación, que también interesaba ser disminuida y que, de hecho, se disminuyó hasta el límite económico impuesto externamente.

Si se efectuase una segunda iteración, las tendencias de las variables serían las mismas. O sea, que de nuevo se repararía en la conveniencia de disminuir la temperatura del desgasificador y la presión de condensación. Pero, dado que ya han sido llevadas hasta los límites permitidos, no será posible llevar a cabo ninguna modificación más. Por esta razón, es aquí donde finaliza el procedimiento iterativo.

#### **4.4.5. Resolución del ciclo combinado con ayuda de un software.**

Con el objeto de afinar al máximo los resultados obtenidos de la resolución del CC, se decidió, al igual que se hizo en el caso de la TV, emplear un software específico: el programa denominado Termoflow.

El esquema empleado para el ciclo combinado es el mismo que se ha empleado en el capítulo anterior, es decir una planta de ciclo combinado con una TG y una TV de un solo cuerpo. La caldera de recuperación se dispondrá horizontalmente y no dispondrá de combustión suplementaria. La generación de vapor se realiza en un solo nivel de presión y posee un desgasificador para la eliminación de los gases no condensables.

En ningún caso se pierde de vista que, dada la situación geográfica de la planta, no hay seguridad en la disponibilidad de agua, y que, por tanto, una de las especificaciones más relevantes es reducir al máximo posible el consumo de vapor y de agua en auxiliares. Por ello el condensador seleccionado

es un condensador refrigerado por aire.

Partiendo de la base de que el consumo estimado de potencia de la planta serán 26 MVA, se opta en el presente estudio por seleccionar una turbina de gas General Electric LM 2500, de servicio para ciclo combinado (según Catálogo *Gas Turbine World 2003 GTW Handbook*), con las características siguientes:

Modelo LM2500PE	(Dry Low NO <sub>x</sub> )
Año	2002
Potencia neta	22603 kW (ISO)
Heat Rate	9873 kJ/kWh (sobre PCI)
Rendimiento	36,43 % (Sobre PCI)

Ya se comentó en el momento de resolver la TV que los cálculos realizados por Termoflow son, en general, más afinados que los realizados manualmente. Parece ilógico, entonces, haber seleccionado una turbina de 22 MW cuando proporcionalmente sólo hubiera hecho falta una de 17-18 MW. La razón que justifica dicha elección es el efecto negativo que provocan las condiciones ambientales en el funcionamiento de la turbina. Al tener en cuenta aspectos como la temperatura media de la zona o la humedad atmosférica, Termoflow puede predecir el funcionamiento de la planta en condiciones que no son nominales; y es de esperar que la eficiencia en otras condiciones sea inferior a la estimada manualmente. Por ello se ha decidido mantener el mismo punto de partida respecto a la potencia.

Se resumen a continuación el resto de parámetros que han sido considerados para la ejecución del programa.

Temperatura ambiente	20°C
Altitud	1200 m
Humedad relativa	80 %
Presión del vapor vivo	50 bar
Temperatura del vapor vivo	475°C
Presión de condensación	160 mbar.

Los datos básicos de la planta se resumen tabulados en las figuras que siguen a continuación. El esquema de la instalación que genera el programa puede consultarse en el Anexo VII junto con otros resultados de interés.



Para calcular el consumo de combustible se ha empleado el valor de la potencia suministrada a la turbina.

$$\begin{aligned}\dot{m}_{gn} \cdot PCS &= \text{Potencia aportada a la turbina} = 56821 \text{ kW} \\ \dot{m}_{gn} &= 1,0544 \text{ kg/s}\end{aligned}$$

El resultado obtenido es algo inferior al estimado de forma manual. Traducido a caudal volumétrico, el consumo resulta:

$$\dot{q}_{gn} = 1,0544 \text{ kg/s} \cdot 0,8796 \text{ kg/Nm}^3 = 1,1988 \text{ Nm}^3/\text{s}$$

Y teniendo en cuenta la relación volumétrica del gas natural licuado respecto al gaseoso, se deduce que el consumo instantáneo de gas natural licuado sería de:

$$\dot{q}_{gnl} = \frac{1,1988 \text{ Nm}^3/\text{s}}{600} = 1,998 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} = 172,627 \text{ m}^3/\text{dia}$$

Las necesidades de gas natural para la planta de CC pueden verse expresadas en varias unidades en la Figura 4.27

Figura 4.27: Necesidades de gas natural para la planta de CC

En un día se consumirían aproximadamente unos 175 m<sup>3</sup> de gas natural licuado, lo que requeriría instalar uno o varios depósitos de gas alimentados por camiones cisterna. Esto puede suponer un trasiego diario de entre 4 y 5

camiones suponiendo que la capacidad de los mismos es de 40-45 m<sup>3</sup>.

Por otra parte, al ser necesario establecer una autonomía de la planta de al menos 42 horas, se necesitaría una capacidad de depósitos de unos 300 m<sup>3</sup> de gas licuado.

Esta solución puede considerarse viable, especialmente si se tiene en cuenta que Endesa tiene previsto la construcción, a medio plazo, de un gaseoducto en la zona del Levante español, partiendo desde Almería. Esa perspectiva facilitaría el suministro futuro de gas natural canalizado, haciendo interesante la solución del gas natural licuado mientras se resuelve el problema de la canalización.

Al igual que se hizo en el apartado referente a la planta de TV, también en este caso se presenta una tabla comparativa de los resultados que se obtuvieron mediante el cálculo manual y los ofrecidos por Termoflow. La Figura 4.28 contiene una relación de los parámetros más relevantes del ciclo.

Figura 4.28: Resultados del cálculo del CC por los dos procedimientos

En general, se comprueba la semejanza de los resultados obtenidos por uno u otro procedimiento. Sin embargo, gracias al empleo de Termoflow, se ha logrado una mejor aproximación a la demanda eléctrica requerida para la planta.

El rendimiento que dicho programa rebela para el ciclo es, a pesar de ello, inferior al estimado manualmente. Este hecho se deriva de la consideración de las variables atmosféricas (que repercuten negativamente en el funcionamien-

to del mismo) y a la estimación de la temperatura del vapor vivo en un valor inferior.

La temperatura del vapor vivo viene limitada por la temperatura de entrada de los gases a la caldera y, puesto que la TG seleccionada por el programa genera los gases a menor temperatura, la temperatura del vapor habrá de ajustarse a dicha circunstancia. Esta causa provoca que no sea posible aumentar dicha temperatura para favorecer el rendimiento.

La buena noticia es que el consumo de vapor real es probablemente inferior al estimado inicialmente, así como también lo será seguramente el gasto necesario de vapor para el ciclo. Ello reducirá los costes de funcionamiento y, si se mantiene la temperatura del vapor a la salida del generador, los costes de inversión asociados a la adquisición de la propia caldera.

#### 4.4.6. Ciclo combinado con dos turbinas de gas

Otra de las alternativas que se ha analizado en el presente estudio es la posibilidad de emplear un CC con dos TGs. La idea consistiría en emplear la misma configuración del CC simple pero conectando a la caldera de recuperación dos TGs independientes de menor potencia en lugar de una sola con potencia superior.

La elección de esta configuración comporta una clara **ventaja** frente al ciclo estudiado anteriormente: el hecho de tener dos TGs en lugar de una supone una **reducción del riesgo** a la hora de mantener la producción de la fábrica. En caso de avería de una de las TGs o en caso de que sea necesario detener su funcionamiento por alguna operación de mantenimiento, siempre será preferible disponer de otra de menor potencia que detener por completo la producción de la fábrica.

Lógicamente, el hecho de instalar dos TGs (aunque sean de menor potencia) conlleva unos mayores costes de inversión. Por ello la empresa deberá analizar económicamente ambas alternativas para comparar su rentabilidad y periodo de retorno. Ese análisis queda fuera del alcance de este proyecto y por ello no será incluido en el mismo.

El procedimiento empleado para la selección y el diseño de la planta de CC con dos TGs ha sido el mismo que el empleado para la planta de CC simple.

La configuración que se ha creído más conveniente sería la de una planta de ciclo combinado con dos TGs y una TV de un solo cuerpo; con una caldera de recuperación sin postcombustión dispuesta en posición horizontal. La generación de vapor, al igual que en el CC simple, se llevaría a cabo en un solo nivel de presión. Para tratar el agua de alimentación, se instalaría un desgasificador que calentaría la corriente de entrada a la caldera mediante un proceso de mezcla con un flujo de vapor procedente de una extracción de la turbina.

La relación de proporcionalidad entre las potencias suministradas por la turbina de gas y la turbina de vapor sigue siendo de 2:1, la diferencia es que, ahora, los 20 MW correspondiente a la generación mediante TG es proporcionada por dos TGs en lugar de una. De manera que para ajustar la potencia total a la demanda de la fábrica se ha considerado bueno seleccionar las TGs de manera que su potencia sea aproximadamente la mitad de la de la TG grande.

A la hora de consultar el catálogo se tuvieron en cuenta los mismos aspectos que para la turbina anterior, es decir, que trabaje al menos con gas natural, que sea de un fabricante recomendado y a ser posible que tenga un buen rendimiento. Finalmente se seleccionó la siguiente turbina: PGT 10B-1 de General Electric. Sus características pueden consultarse en la Figura 4.29.

Figura 4.29: Ficha técnica de la turbina de gas para el CC con dos TGs.

Lo más habitual es que las dos TGs sean iguales por eso en el catálogo sólo se ha seleccionado una.

Las hipótesis de diseño de la TV serían, en principio, similares a las del CC simple; la estimación inicial de la temperatura del vapor vivo es necesario

modificarla ya que en este caso no tiene sentido considerar un valor de 500°C (la temperatura de escape de los gases de la TG es de 482°C). Esta vez se ha asignado a esta variable el valor de 450°C.

Otros de los parámetros que se han variado son los que se mejoraron durante el proceso de optimización, estos son, la presión de condensación y la temperatura de desgasificación, a los que se les ha asignado directamente los valores de 150 mbar y 120°C respectivamente. Es de suponer que estas medidas reducirán, también en este caso, el caudal necesario de vapor y mejorarán el rendimiento global de la planta.

Se resumen a continuación el resto de hipótesis iniciales:

$$\begin{aligned} Pinch &= 10^\circ\text{C} \\ Approach &= 5^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Rendimiento de los equipos: Figura 4.19

Con estos datos puede procederse a la resolución del sistema. El primer paso es la determinación del combustible consumido por cada una de las TGs.

$$\begin{aligned} \eta_{TG1} &= \frac{\dot{W}_{TG1}}{\dot{m}_{f1} \cdot PCI} \\ \eta_{TG2} &= \frac{\dot{W}_{TG2}}{\dot{m}_{f1} \cdot PCI} \end{aligned}$$

La eficiencia y la potencia son datos de catálogo; el combustible es gas natural.

A continuación se ha determinado el caudal de gases de escape sumando el resultado obtenido a las necesidades de aire de la turbina, dato que también puede mirarse directamente en las especificaciones de la misma.

$$\begin{aligned} \dot{m}_{g1} &= \dot{m}_{a1} + \dot{m}_{f1} \\ \dot{m}_{g2} &= \dot{m}_{a2} + \dot{m}_{f2} \end{aligned}$$

Por último se han efectuado los balances de masa y energía correspondientes al punto de mezcla.

$$\begin{aligned} \dot{m}_g &= \dot{m}_{g1} + \dot{m}_{g2} \\ \dot{m}_g \cdot T_{esc;TG} &= \dot{m}_{g1} \cdot T_{esc;TG1} + \dot{m}_{g2} \cdot T_{esc;TG2} \end{aligned}$$

De este modo se ha conseguido definir el caudal total de gases que llega a la caldera de recuperación y su temperatura. Como las turbinas seleccionadas son iguales, estos pasos podrían reducirse a la resolución de una sola turbina; el caudal total de gases sería el doble que de una sola y la temperatura la misma. Sin embargo se ha preferido expresar así para abarcar un caso más general.

La potencia total obtenida será la suma de las potencias generadas por cada una de las turbinas, es decir, 23,4 MW, a lo que habría que añadir la potencia suministrada por la TV.

La resolución de la turbina de vapor es idéntica a la del CC simple, de modo que no se repite todo el proceso. Toda la programación de las ecuaciones, así como el informe completo de resultados, puede consultarse en el Anexo VIII. Se muestran a continuación los resultados más relevantes obtenidos tras el proceso de cálculo.

$$\begin{aligned}\dot{m}_f &= 1,425 \text{ kg/s} \\ \dot{m}_v &= 10,4 \text{ kg/s} \\ T_{esc;TV} &= 224,8^\circ\text{C} \\ \eta &= 0,4404 \\ \dot{W} &= 32205 \text{ kW}\end{aligned}$$

El diagrama T-Q que se obtiene con la instalación de dos TGs es el que se observa en la Figura 4.30.

## 4.5. Cogeneración

Una planta de cogeneración es aquella que permite producir energía térmica y energía eléctrica simultáneamente. El proceso secuencial de generación y consumo de calor útil y electricidad admite dos posibilidades según que el primer eslabón de la cadena sea una u otra forma de energía.

Un **ciclo de cabecera** es aquel en el que primero se genera la energía eléctrica (energía mecánica) a partir de la energía química de un combustible y la energía térmica resultante (calor residual), es suministrada a los procesos constituyendo el segundo eslabón.

Por el contrario, en un **ciclo de cola** la energía térmica residual de un proceso es utilizada para producir electricidad.

Figura 4.30: Diagrama T-Q de del ciclo combinado con dos turbinas de gas.

Hay varios tipos de centrales de cogeneración, pero los más importantes son:

- Caldera convencional.
- Turbina de vapor a contrapresión.
- Turbina de vapor de condensación con extracción.
- Turbina de gas con o sin caldera de recuperación.
- Ciclo combinado con turbina de extracción condensación.
- Motor alternativo de combustión interna.

Para la aplicación que se está considerando en este Proyecto, no procede emplear una central de turbina de vapor ya que la parte del proceso que requiere potencia térmica es la parte del secado de las materias primas y del combustible, y el precalentamiento de la alimentación. El vapor no tendría aplicabilidad directa en el proceso, sino que habría que extraer su energía por medio de intercambiadores. Dada la restricción de carencia de agua a la que

está expuesta la planta, emplear este tipo de fuente de calor para el proceso, representaría un consumo de agua excesivo.

Además, es uno de los objetivos principales de este estudio proponer soluciones con el mayor rendimiento posible, sobre todo con vistas al transporte del combustible; y ya ha podido comprobarse, tanto en la generación de energía térmica como eléctrica, que el empleo de gas natural supone una reducción en el gasto neto.

Por todo ello, en caso de considerarse la implantación de una central de cogeneración, ésta sería de turbina de gas. Aún así, el hecho de tratar de suplir la demanda eléctrica sólo con una turbina de gas (y no con un sistema conjunto de TG con otra forma de generación de energía), hace que toda la producción eléctrica quede supeditada al trabajo de la turbina de gas. La generación de energía eléctrica quedaría encomendada únicamente a la turbina de gas, por lo que esta debería suministrar toda la potencia demandada. Esto conduciría inevitablemente a la elección de una turbina de mayor capacidad, aumentando así el consumo de gas natural y el coste de la instalación.

Por otro lado, la consideración del aprovechamiento del calor residual mediante los gases de escape de la turbina no sería excesivamente viable en el proceso de fabricación de clínker debido al hecho de que la temperatura de los gases se situaría en torno a los 500°C a 520°C, mientras que el proceso requeriría temperaturas en torno 1400°C en el horno y en torno a 1100°C en el precalcinador. El uso directo de los gases no tiene por tanto aplicación al proceso a menos que se instalara un sistema de postcombustión, con lo que aumentaría el consumo de combustible.

# Capítulo 5

## Emisiones

### 5.1. Introducción

Ya se comentó en el capítulo correspondiente cuáles eran las principales fuentes de impacto ambiental en una planta de cemento convencional. Los mayores efectos ambientales de la fabricación del cemento se centraban en la obtención de la materia prima, en el consumo de energía, y en las emisiones que produce el proceso de combustión y la manipulación de materias primas y combustibles.

El primer punto, referente a los efectos contaminantes del proceso de extracción de las materias primas, se aleja de los objetivos de este estudio, así que no será tratado en el presente desarrollo. Ello no significa que la empresa no deba cuidar este aspecto y cumplir en todo caso la normativa vigente.

Por otro lado, en apartados anteriores se ha desarrollado un análisis exhaustivo de las mejores alternativas que han de ser consideradas en referencia al consumo de energía de la fábrica. De manera que sólo queda analizar el efecto contaminante que produce el funcionamiento del horno, así como otras fuentes menos importantes como son las operaciones con materias primas y combustibles.

En el Anexo 3 de la Ley 16/2002 [16], de 1 de julio, de prevención y control integrados de la contaminación se incluye la lista de las principales sustancias contaminantes que deben ser tomados en consideración, y para las que deben fijarse límites de emisión cuando los niveles de emisión y la potencial peligrosidad del contaminante así lo hagan necesario. Concretamente

para el caso de la industria cementera, las sustancias más relevantes [6] son:

1. Óxidos de azufre ( $\text{SO}_2$ ).
2. Óxidos de nitrógeno ( $\text{NO}_x$ ).
3. Monóxido de carbono ( $\text{CO}$ ).
4. Compuestos orgánicos volátiles (COVs).
5. Metales y sus compuestos.
6. Polvos.
7. Cloro y sus compuestos, particularmente ácido clorhídrico ( $\text{HCl}$ ).
8. Flúor y sus compuestos, particularmente ácido fluorhídrico ( $\text{HF}$ ).
9. Policlorodibenzodioxinas<sup>1</sup> (PCDD).
10. Policlorodibenzofuranos<sup>2</sup> (PCDF).

## 5.2. Fuentes contaminantes de la industria del cemento.

A continuación se presenta un resumen de lo recogido el Apartado 3.3 de la Guía de MTD<sup>3</sup> de Fabricación de Cemento en España [5] publicado recientemente por el Ministerio de Medio Ambiente, referente a las diferentes emisiones que se producen en el proceso de fabricación de clínker.

### ■ Óxidos de nitrógeno.

El óxido de nitrógeno que puede encontrarse más habitualmente en los gases procedentes de un horno de cocción de clínker es el monóxido de nitrógeno ( $\text{NO}$ ), sin embargo, también es frecuente que se produzca dióxido de nitrógeno ( $\text{NO}_2$ ) aunque en un porcentaje que no suele superar el 10%. Ya se trate de  $\text{NO}$  o de  $\text{NO}_2$ , la producción de los óxidos de nitrógeno se debe a la reacción del nitrógeno con el oxígeno; sin embargo, dependiendo del origen del nitrógeno, los  $\text{NO}_x$  pueden dividirse en dos grupos [5]:

---

<sup>1</sup>PCDD: Policlorodibenzodioxinas

<sup>2</sup>PCDF: Policlorodibenzofuranos

<sup>3</sup>Mejores Técnicas Disponibles

1. *NO<sub>x</sub> térmico*. Se habla de *NO<sub>x</sub>* térmico cuando el nitrógeno procede del aire de combustión. Su formación se potencia debido a las altas temperaturas presentes en el horno sin las cuales no sería posible la combustión. Por ello, el *NO<sub>x</sub>* térmico se produce principalmente en la zona de clínkerización del horno, en la que se alcanzan temperaturas cercanas a los 2000 °C. No obstante, la cantidad de *NO<sub>x</sub>* térmico generado no sólo depende de la temperatura sino también de la disponibilidad de oxígeno durante la combustión, o sea, del exceso de aire [5].
2. *NO<sub>x</sub> de combustible*. Son los óxidos de nitrógeno que se forman a partir de los compuestos de nitrógeno presentes en el combustible. Se generan por oxidación del nitrógeno (*N*) presente en el combustible, el cual puede combinarse con otros átomos de nitrógeno para formar *N<sub>2</sub>* gas, o reaccionar con oxígeno para formar *NO<sub>x</sub>*. El *NO<sub>x</sub>* de combustible suele formarse en zonas del horno donde la temperatura aún suele ser baja para la formación de *NO<sub>x</sub>* térmico. Éste es el caso de los hornos dotados de precalcinadores, ya que en ellos la temperatura no suele superar los 1200 °C; en este tipo de hornos, se genera más cantidad de *NO<sub>x</sub>* de combustible, pero a cambio la formación de *NO<sub>x</sub>* térmico se reduce considerablemente [5].

En general, la generación de óxidos de nitrógeno depende del tipo de horno que se emplee y de las características de cocción de las materias primas, pudiendo estar influenciada por la forma de la llama, la geometría de la cámara de combustión, la reactividad y el contenido de nitrógeno del combustible, la presencia de humedad, el tiempo de reacción y el diseño del quemador [5].

Se acepta que los *NO<sub>x</sub>* tienen relevancia en las emisiones de las plantas cementeras, por cuanto su generación resulta inevitable dadas las altas temperaturas que rigen el proceso de formación del clínker [6].

#### ■ Dióxido de azufre.

El dióxido de azufre (*SO<sub>2</sub>*) es el principal compuesto de azufre que generan las plantas cemento, aunque también es posible que produzcan pequeñas cantidades de *SO<sub>3</sub>* o incluso sulfuro de hidrógeno *H<sub>2</sub>S* si se dan condiciones reductoras.

Las emisiones de  $SO_2$  de las fábricas de cemento están directamente relacionadas con el contenido en compuestos volátiles de azufre en las materias primas. Los hornos que emplean materias primas con contenidos bajos de compuestos volátiles de azufre tienen emisiones muy bajas de  $SO_2$ , en algunos casos por debajo de los límites de detección. Sin embargo, cuando se emplean materias primas que contienen compuestos orgánicos de azufre o piritas ( $FeS$ ), las emisiones de  $SO_2$  pueden ser altas [5].

Al contrario de lo que ocurre con los óxidos de nitrógeno, la producción de dióxido de azufre ocurre en las primeras etapas de precalentamiento. El azufre, que entra como sulfuro en las materias primas, es parcialmente evaporado en las primeras etapas del intercambiador de ciclones [6], cuando la temperatura del crudo comienza a elevarse. Y esa fracción evaporada es emitida directamente a la atmósfera, a menos que se lleve al molino de crudo para que una parte del  $SO_2$  sea absorbido por las materias primas finamente molidas.

En la parte baja del precalentador o en las zonas de sinterización y calcinación del horno, las condiciones son fuertemente alcalinas, lo que provoca que el azufre quede atrapado en el clínker. Por ello, aunque en la fabricación de cemento el azufre entra en el proceso como componente tanto de las materias primas como de los combustibles, el azufre presente en el combustible no genera emisiones significativas [5].

En general, los hornos de vía seca con intercambiador, trabajando con materias primas de bajo contenido en azufre, no tendrían por qué presentar emisiones relevantes de  $SO_2$ .

#### ■ **Partículas.**

Históricamente la emisión de partículas (polvo), en particular por las chimeneas de los hornos, ha sido la principal preocupación medioambiental en relación con la fabricación de cemento [6].

A lo largo de todo el proceso de elaboración del cemento, pueden encontrarse dos tipos de fuentes de emisión de partículas:

1. *Fuentes localizadas o puntuales*: provocan emisiones controladas que pueden ser conducidas hacia la chimenea. Algunas de estas fuentes son los hornos, los molinos de crudo, los enfriadores de

clínker y los molinos de cemento. En todos estos procesos circulan grandes volúmenes de gases cargados de partículas, que deben ser desempolvados [5].

2. *Fuentes dispersas o difusa*: generan emisiones sin un origen determinado de manera que son difíciles de concentrar y controlar. Las operaciones de transporte, manipulación (carga y descarga, envasado) y almacenamiento de materias primas y combustibles sólidos son una fuente potencial de emisión de partículas [6].

Las emisiones dispersas pueden provocar un incremento de la concentración de partículas en los alrededores de la fábrica. Sin embargo, esta contaminación difusa, con técnicas adecuadas y prácticas operativas correctas, puede reducirse a niveles de mínimo impacto para la calidad del aire.

Las emisiones procedentes de fuentes localizadas, aunque no afecten directamente al ambiente que rodea la fábrica, pueden tener efecto sobre áreas más amplias, de manera que su control es absolutamente necesario para asegurar que los niveles de emisión no alcancen valores significativos.

#### ■ Óxidos de carbono.

En la fabricación de cemento por vía seca aproximadamente un 60 % del  $CO_2$  generado se origina en el proceso de disociación del carbonato cálcico de la caliza en óxido de calcio y  $CO_2$  (descarbonatación o calcinación de la caliza) y el 40 % restante se produce en la combustión del combustible. Las emisiones resultantes de la combustión son directamente proporcionales al consumo específico, y a la relación entre el contenido de carbono (C) y el poder calorífico del combustible [5].

La emisión de  $CO$  está relacionada con el contenido de materia orgánica en las materias primas y con las condiciones del proceso de fabricación, pero también puede producirse por una combustión incompleta cuando el control de la alimentación de los combustibles sólidos no es óptimo. Para asegurar que la velocidad de alimentación del combustible sólido es uniforme debe disponerse de un buen diseño de las tolvas, cintas transportadoras y alimentadores. De no ser así, se podría producir una combustión subestequiométrica que puede llevar a puntas de corta duración mayores del 0,5 % de  $CO$ . Estos picos de  $CO$  provocan la desconexión automática de los filtros electrostáticos para evitar el riesgo

de explosión, lo que provoca un incremento en la emisión de partículas [5].

- **Compuestos orgánicos volátiles(COVs).**

La formación de COVs<sup>4</sup> se debe esencialmente al contenido natural de materia orgánica presente en las materias primas introducidas en el horno y su presencia en los gases de escape puede ser indicativa de una combustión incompleta [6]. Por ello, la alimentación al horno se debe realizar únicamente cuando las condiciones de combustión y el funcionamiento de los filtros garantizan la destrucción de los compuestos orgánicos presentes en el residuo y el cumplimiento de los límites de emisión a la atmósfera.

La materia orgánica se libera a temperaturas entre 400 y 600°C, de manera que la formación de COVs suele estar ligada a las primeras etapas del proceso (precalentador, precalcinador), cuando el crudo comienza a calentarse. En etapas posteriores las emisiones de COVs suelen ser poco relevantes por cuanto que las altas temperaturas y los largos tiempos de permanencia de los gases en el horno favorecen la destrucción de los mismos para dar lugar a la formación de  $CO_2$  y  $H_2O$  [5].

Solamente durante las operaciones de arranque o en casos de perturbaciones de la marcha normal del horno podrían elevarse las concentraciones de COVs en los gases de salida de la chimenea.

El problema esencial, y uno de los motivos de controversia, es que, en el caso de coincineración de residuos, los compuestos orgánicos presentes en las emisiones pueden presentar concentraciones mayores que con el uso de combustibles convencionales, e incluso pueden ser mucho más tóxicos que las emisiones orgánicas normales producidas por los hornos de cemento [6]. El proyecto que se tiene entre manos permanece un poco al margen de la polémica, dado que a priori no se tiene la intención de emplear ningún tipo de combustible de los llamados alternativos.

- **Dioxinas y furanos<sup>5</sup>**

Las dioxinas y furanos son unas familias de compuestos químicos que se originan en los procesos de combustión y químicos en presencia de

---

<sup>4</sup>COVs=Compuestos Orgánicos Volátiles

<sup>5</sup>Nombres comunes de los policlorodibenzodioxinas (PCDD) y los policlorodibenzofuranos (PCDF)

cloro, bromo, flúor y otros compuestos orgánicos [6]. En los procesos térmicos estos compuestos se originan por la reacción de hidrocarburos (precursores) con el cloro; reacción que ocurre entre los 250 y los 400°C y que se ve favorecida por la presencia de determinados metales como el cobre, cinc, aluminio, hierro, y algunas materias carbonosas como las cenizas volantes y las partículas.

La emisión de dioxinas y furanos en los hornos de clínker puede reducirse con las siguientes medidas [6]:

- Temperatura de combustión por encima de los 850 °C.
- Tiempo de residencia de los gases de 2 segundos a dicha temperatura.
- Mantenimiento de turbulencia durante la operación.

Asimismo, es importante que los gases del sistema del horno sean enfriados rápidamente a través del rango de temperaturas comprendido entre los 250 y los 400°C para evitar que vuelvan a formarse dichos compuestos en las últimas etapas del proceso de elaboración del clínker [5].

#### ■ Metales y sus compuestos.

Tanto la materia prima de la que se obtiene el clínker, como los combustibles (fósiles o residuos) que se emplean para la combustión en el horno suelen contener cantidades variables de diversos metales.

Los metales suelen incorporarse al flujo de gases en la zona del horno o, a veces, en el sistema de enfriamiento del clínker. El comportamiento de los compuestos metálicos, su tendencia a desprenderse del flujo material para difundirse en los gases, depende del grado de volatilidad de los mismos. Así, podrán distinguirse tres categorías [5]:

1. Metales que son o tienen compuestos no volátiles: bario (Ba), berilio (Be), cromo (Cr), arsénico (As), níquel (Ni), vanadio (V), aluminio (Al), titanio (Ti), manganeso (Mn), cobre (Cu), y plata (Ag). Permanecen dentro del proceso y salen del horno como parte de la composición del clínker.
2. Metales que son o tienen compuestos semivolátiles: antimonio (Sb), cadmio (Cd), plomo (Pb), selenio (Se), cinc (Zn), potasio (K) y

sodio (Na). Se vaporizan parcialmente en la zona de sinterización y se condensan sobre las materias primas en zonas menos calientes del sistema del horno (precalentador). Esto lleva a un efecto cíclico dentro del sistema de horno (ciclos internos) hasta que se establece un equilibrio entre los metales entrantes al horno y los que salen con el clínker de cemento.

3. Metales que son o tienen compuestos volátiles: mercurio (Hg) y talio (Tl). Se volatilizan con facilidad en la zona de sinterización y luego condensan sobre las materias primas a baja temperatura (precalcinador, precalentador o en la molienda de crudo), dando lugar a ciclos que pueden ser internos o externos al horno en función de si son retenidos o no por el sistema de desempolvamiento.

Un aspecto fundamental de la producción de cemento en hornos giratorios es el principio contracorriente: el material sólido se mueve en una dirección desde el extremo frío al extremo caliente del sistema, mientras que los gases calientes se mueven en sentido opuesto hacia el extremo frío del sistema.

Esto hará que algunos de los elementos químicos (y también sustancias orgánicas) contenidos en el material sólido se evaporen paulatinamente al acercarse el material a las zonas más calientes del precalentador. Las sustancias evaporadas son de nuevo transportadas en movimiento ascendente, a través del precalentador, por medio de los gases calientes procedentes del horno. Al alcanzar zonas más frías, se condensarán de nuevo sobre la materia prima nueva y harán otra vez el recorrido por el sistema de precalentamiento, hasta que se vuelven a evaporar.

El elemento más persistente de los que se ven afectados por este circuito interno es el talio (Tl), por lo que su concentración en la materia prima y en las emisiones puede alcanzar, con el tiempo, valores muy elevados. El mercurio (Hg) es un metal más volátil que el talio; sin embargo, depende de las condiciones de funcionamiento que el mercurio sea expulsado por completo o forme su propio circuito interno. Otros elementos como el plomo (Pb) pueden ser en la mayoría de los casos poco volátiles; sin embargo, concentraciones grandes de cloruro formarán cloruros de plomo que son significativamente más volátiles y, por tanto, también pueden formar un circuito interno.

Esta recirculación de metales pesados que contiene el polvo de filtrado, conlleva un efecto memoria del horno que puede alterar de manera significativa los resultados de las mediciones si no es tenido en cuenta [6].

### 5.3. Posibles afecciones y riesgos ambientales derivados de las diferentes sustancias contaminantes.

- **Óxidos de nitrógeno.**

Los óxidos de nitrógeno son, en general, contaminantes peligrosos para la salud, siendo el  $NO_2$  el más tóxico. Sus efectos sobre los seres humanos afectan fundamentalmente al tracto respiratorio [10]. Sus efectos negativos se manifiestan a través de dos fenómenos fundamentalmente que son los que se sintetizan a continuación.

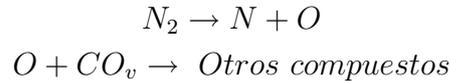
1. *Smog fotoquímico o niebla tóxica.*

El *smog* fotoquímico es un fenómeno contaminante caracterizado por elevadas concentraciones de óxidos de nitrógeno, hidrocarburos y ozono en condiciones de baja humedad y fuerte insolación. La mezcla de diferentes gases y partículas en el aire provoca que condense la humedad presente en el mismo, formándose así una niebla que coexiste en la atmósfera con el humo que la provoca [10].

El *smog* fotoquímico se produce cuando los contaminantes primarios procedentes de las chimeneas de las industrias o de los tubos de escape de los automóviles llegan a la atmósfera y dan lugar a muchos otros contaminantes por medio de reacciones químicas (la mayoría de las cuales son activadas por la luz solar). Los principales compuestos que se encuentran presentes en la atmósfera cuando hay *smog fotoquímico* son los nitratos ( $NO_x$ ) y carbonatos ( $CO_v$ ), y a partir de ellos se forman otros compuestos también perjudiciales como el ozono o los nitratos de peroxiacetil ( $O_3$ , PAN) mediante una serie de reacciones [10].

Se cree que la aparición del *smog* fotoquímico es debida a múltiples reacciones que comienzan con la descomposición del dióxido de nitrógeno ( $NO_2$ ) por la luz solar; su descomposición da lugar

a monóxido de nitrógeno (NO) y oxígeno atómico (O). Posteriormente, el O oxida a los carbonatos ( $CO_v$ ) para dar lugar a una gran diversidad de compuestos como los PAN [10].



El *smog* fotoquímico es tóxico para las plantas: puede deteriorar la vegetación y reducir las cosechas en los campos. Pero además tiene efectos muy perjudiciales para los seres vivos [6].

- Irritación del sistema respiratorio: produce tos, irritación nasal y de garganta y molestias internas en el tórax. Después de una o dos horas de exposición, las molestias se vuelven dolorosas. Aparecen mucosidades y expectoración.
- Reducción de la función pulmonar: el *smog* reduce el volumen y la velocidad del aire que se inhala en una inspiración profunda, de manera que puede convertirse en un grave problema para trabajadores al aire libre, atletas y para el resto de personas que vivan en los alrededores.
- Agravamiento de las alergias respiratorias y del asma: produce una sensibilidad mayor a los alérgenos ambientales (ácaros del polvo, hongos, polen, etc.). Así, los enfermos necesitan más medicamentos y una mayor atención médica y hospitalaria.
- Lesiona las células mucosas que cubren el interior de los pulmones de forma parecida al efecto que causa el sol sobre la piel. Esto es debido al efecto del ozono y las partículas mayores de 2,5 micras. Favorece las bronquitis y bronconeumonías bacterianas y víricas.
- Empeoramiento de las enfermedades respiratorias crónicas como el enfisema pulmonar y la enfermedad pulmonar obstructiva crónica. Además es posible que el ozono reduzca la capacidad del sistema inmunológico del aparato respiratorio.

Estos efectos son a corto y medio plazo; como quiera que haya ciertas personas que siempre van a tener un riesgo mayor. Éstas son: los niños (sobre todo si están sanos y activos, dada su actividad cotidiana y la inmadurez anatómica y funcional de su sistema respiratorio e inmunológico), los adultos que viven o trabajan vigorosamente al aire libre, las personas con enfermedades crónicas respiratorias y cardiovasculares; y las personas sensibles al ozono

o a otras sustancias irritantes del aire [6].

En periodos de *smog* muy prolongados en ciudades con una gran población aumenta de forma considerable la tasa de mortalidad. También se cree que a largo plazo podría tener efectos cancerígenos y mutágenos, pero no existe seguridad en estas afirmaciones [6].

## 2. *Lluvia ácida.*

La lluvia ácida se conocía desde hace tiempo, pero se asociaba a emanaciones volcánicas.

En el siglo XX, en Sudbury (Ontario, Canadá) existía la minería de sulfuros más grande del mundo (NiS, CuS, ZnS, CoS...). Se empezó a explotar con métodos tradicionales como la tostación, con la que se emitían gran cantidad de  $SO_2$  a la atmósfera. Las aguas del río Sudbury empezaron a llevar importantes cantidades de metales pesados, sulfuros, Al, Fe,  $SH_2$  (tóxico en disolución). El ecosistema quedó gravemente dañado. Se perdieron grandes masas de vegetación, el medio se volvió abiótico y el suelo sufrió fuertes erosiones. La superficie afectada superó el medio millón de hectáreas. Se intentó su recuperación, pero los costos de recuperación fueron mayores que los beneficios de la mina.

En Europa también se empezaron a notar efectos similares, así en Noruega en la década de los 70, los lagos empezaron a enfermar, especies de peces morían. Lo mismo ocurrió en Finlandia donde también se vieron afectados los suelos, así como un debilitamiento forestal que afectó sobre todo a las coníferas cuyas hojas amarillean y caían.

Tras estos acontecimientos, los países europeos se concienciaron de que se encontraban ante un amplio problema medioambiental, que no respetaba fronteras.

Las intensidades de las lluvias ácidas actuales se relacionan con las actividades industriales, principalmente con las emisiones de las centrales térmicas y con las producidas por la combustión de hidrocarburos que llevan S, N, Cl, etc. También tienen cierta importancia los procesos de desnitrificación de fertilizantes añadidos a los suelos en dosis excesiva y los procesos naturales similares

que se producen en las zonas de manglares, arrozales, volcanes, etc. Actualmente se concentran en los países de mayor desarrollo económico, pero progresivamente se están extendiendo a otras áreas.

Así pues, la lluvia ácida es una de las consecuencias de la contaminación atmosférica con mayor relevancia: si en una zona hay un grado de contaminación atmosférica muy alto, las nubes que se creen en dicha zona portarán una gran cantidad de contaminantes. Al desplazarse, dichas nubes pueden trasladar la contaminación a cientos de kilómetros y a muy diversas zonas, con lo que la contaminación se dispersa enormemente.

La lluvia se considera ácida cuando su pH se encuentra por debajo de 5,6, pudiéndose también aplicar este calificativo (*ácida*) a otros tipos de sedimentaciones acuosas como son la nieve o la niebla.

Los compuestos que provocan el descenso del pH en el agua son, principalmente, el ácido nítrico ( $HNO_3$ ) y el ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ).

El ácido nítrico surge de la reacción (favorecida por la humedad ambiental y las radiaciones ultravioletas) de los óxidos de nitrógeno ( $NO_x$ ) con radicales hidroxilos. Los óxidos de nitrógeno que más contribuyen a la formación del ácido nítrico son, sobre todo, el  $N_2O$  (emitido en su mayoría por fuentes naturales), el  $NO$  (en su mayoría también procede de fuentes naturales aunque un 20 % puede ser emitido por fuentes antropogénicas) y el  $NO_2$  (se emite en pequeñas cantidades junto con el  $NO$  o incluso puede proceder de sus oxidación).

El ácido sulfúrico, por su parte, se genera principalmente al reaccionar el  $SO_3$  con agua. El  $SO_3$  se emite con el  $SO_2$ , pero también puede proceder de la oxidación de éste. El  $SO_2$ , a su vez, puede provenir de la oxidación del  $H_2S$  o de emisiones antropogénicas como la combustión de carbón o el fueloil [10].

La lluvia ácida conlleva unas consecuencias muy graves: como puede afectar a zonas distanciadas miles de kilómetros de donde se produjo, su efecto no sólo genera problemas medioambientales sino que incluso puede llegar a causar conflictos políticos. Sea donde sea

donde llueva, la lluvia provocará una alteración del pH afectando tanto al suelo como a las masas de agua.

En los ecosistemas acuáticos, la disminución del pH no sólo provoca la muerte de muchos peces sino que contribuye al agotamiento de las reservas y, si la acidez es prolongada, también puede obstaculizar la reproducción. Un descenso en la población de peces puede repercutir en el resto de la cadena trófica, de manera que la lluvia ácida, en el extremo, podría provocar un desastre ecológico [10].

En los ecosistemas terrestres, el aumento de la acidez puede provocar la lixiviación de los nutrientes del suelo, acelerando su descomposición. Esto se traduce en un descenso de la fertilidad de los terrenos y en una notable disminución de la productividad de cosechas y bosques. Además, la lluvia ácida disuelve los metales tóxicos y los moviliza, con lo que dichos metales pueden pasar a los vegetales o al agua y, a través de la cadena alimentaria, a los animales y a los humanos [6].

Los problemas más graves que produce la lluvia ácida son los respiratorios: asma, bronquitis, tos, irritación de la garganta e irritación nasal; aunque también produce conjuntivitis y cefalea. En cuanto a la proliferación de metales pesados en el agua y en los alimentos, las personas más vulnerables son los niños y los ancianos, produciéndoles alteraciones gastrointestinales, renales, hepáticas y neurológicas que pueden ocasionar muertes prematuras [10].

- **Dióxido de azufre.**

El  $SO_2$  es un gas transparente que, por la acción de diversos componentes atmosféricos (radiación ultravioleta, oxígeno, ozono, humedad ambiental, radicales peróxidos e hidróxidos) se transforma en  $SO_3$  y finalmente en ácido sulfúrico  $H_2SO_4$  [6].

Este ácido, junto con el ácido nítrico  $HNO_3$  es el responsable de generar las llamadas precipitaciones ácidas o lluvia ácida, que ocasiona un fuerte impacto ambiental [6]. Los efectos de la lluvia ácida ya fueron tratados en el apartado correspondiente a los óxidos de nitrógeno.

Gases como el  $SO_2$ , el  $CO$  o los derivados del flúor, son los que más afectan a las funciones metabólicas de las plantas y a sus tejidos; aunque lógicamente la dimensión de los daños depende de la concentración y del tiempo de exposición de las plantas a dichas sustancias. Sus efectos se ponen de manifiesto por necrosis foliar o por la aparición de manchas en zonas localizadas. Las brumas de ácido sulfúrico al igual que la lluvia ácida producen graves daños sobre las hojas de las plantas [10].

Por otro lado, los óxidos de azufre son los principales causantes del deterioro de los materiales. Un alto contenido de óxidos de azufre en el aire produce la aceleración de la corrosión de metales como el acero, el cinc, o los compuestos de cobre. La acción de estos contaminantes sobre los materiales suele afectar, por tanto, a la superficie de los mismos, perjudicando su aspecto exterior y dañando su estructura. Asimismo, este tipo de contaminante también puede causar daños sobre las pinturas plásticas, el papel o las fibras textiles [10].

Véanse a continuación qué otros efectos particulares tiene sobre la salud el dióxido de azufre.

El dióxido de azufre actúa sinérgicamente con las partículas finas (en ocasiones hasta el 20 % de las partículas están compuestas de gotas microscópicas de ácido sulfúrico y otros sulfatos) formando los llamados aerosoles ácidos. Dichos aerosoles ocasionan irritaciones oculares y de las vías respiratorias: rinitis, sinusitis, faringitis, laringitis, bronquitis agudas y crónicas y bronquiolitis. Reducen también la capacidad y la función pulmonar, actuando como un factor predisponente para desarrollar asma y otras alergias respiratorias. Desencadenan crisis asmáticas, enfisemas e insuficiencias respiratorias; y en algunos casos pueden provocar la muerte, sobre todo si se trata de las poblaciones más susceptibles a los efectos del  $SO_2$ , como son los niños, los ancianos, y las personas con enfermedades respiratorias de cualquier edad [6].

#### ■ **Partículas.**

Las partículas son pequeñas motas de componentes sólidos o líquidos que se encuentran suspendidas en el aire. Según las dimensiones se clasifican en [6]:

1. Partículas gruesas: entre 2,5 y 10 micras.
2. Partículas finas: menores de 2,5 micras.

Los principales efectos nocivos para la salud humana se producen por la penetración de las mismas en las vías respiratorias. Las más peligrosas son las partículas finas, ya que pueden llegar a las partes más profundas de las estructuras anatómicas broncopulmonares [6].

Cuando la concentración de partículas en el ambiente supera los 500  $\mu\text{g}/\text{m}^3$ , como promedio de 24 horas, puede producirse un aumento general de la mortalidad, aunque sus efectos son muy variables en función de las características físicas y químicas de las partículas.

Infinidad de trabajos científicos han asociado las partículas, especialmente las finas (aisladas o en combinación con otros contaminantes), con una serie de problemas de salud muy significativos como: muertes prematuras, mayor número de visitas e ingresos hospitalarios, agravamiento de crisis asmática, tos persistente, dificultad respiratoria y dolor al respirar, bronquitis crónica, disminución de la función pulmonar y absentismo laboral y escolar [6].

Como en el caso de la mayoría de contaminantes atmosféricos, las poblaciones de mayor riesgo vuelven a ser los niños, y las personas con afecciones respiratorias crónicas de cualquier edad [6].

La población pediátrica está especialmente expuesta y es más vulnerable a la acción de las partículas finas y gruesas por dos motivos que ya se han comentado con anterioridad: primero, porque respiran proporcionalmente más aire que los adultos; y segundo, por tener un sistema respiratorio más inmaduro funcional y anatómicamente.

En ellos, la secuela de las partículas puede traducirse en irritaciones, inflamaciones e infecciones tanto en las vías respiratorias altas (picor nasal, estornudos, mucosidades, dolor de garganta, tos) como en las bajas (tos seca y con expectoración, dificultad respiratoria, fatiga, dolor torácico al respirar) provocando absentismo escolar. También tiene efectos a medio y largo plazo, lo que puede repercutir en la futura capacidad y desarrollo pulmonar y aumentar las posibilidades de padecer asma.

Por otro lado, respirar en ambientes contaminados con partículas finas produce efectos adversos entre las personas con enfermedades res-

piratorias crónicas (faringitis, bronquitis, enfisema y enfermedad pulmonar obstructiva crónica) y cardíacas (arritmias, insuficiencia cardíaca, angina de pecho, infarto de miocardio); aumenta las necesidades de tratamiento farmacológico, visitas e ingresos hospitalarios y muertes prematuras.

Las partículas finas y gruesas, además de sus efectos, pueden servir de vehículo para transportar a los pulmones el resto de los componentes ambientales contaminados como gases, ácidos, y sustancias químicas peligrosas orgánicas e inorgánicas. Ello hace de las partículas una grave amenaza para las personas pudiendo producir un tremendo impacto global sobre la mortalidad de una población.

#### ■ Óxidos de carbono.

El dióxido de carbono no resulta de manera directa perjudicial para la salud; para los humanos resulta más bien un gas neutro y su inhalación no suele acarrear ningún tipo de afección. Es más, el  $CO_2$  siempre ha estado presente de forma natural en la atmósfera de la tierra y, en sus concentraciones naturales, resulta incluso necesario para los seres vivos.

El problema del  $CO_2$  es la abundancia con la que se produce hoy día, que está modificando la composición de la atmósfera y alterando la función que ha cumplido tradicionalmente. El  $CO_2$  forma, junto con otras sustancias como el  $CH_4$ ,  $N_2O_3$  y  $O_3$ , los llamados *gases de efecto invernadero*. La presencia de estos compuestos en la atmósfera no permite escapar la radiación (onda larga) reflejada por la superficie de la tierra con lo que la atmósfera se calienta más de lo natural.

Existen numerosas especulaciones acerca de las consecuencias futuras de este efecto invernadero. Los científicos más preocupados en relación a este tema auguran consecuencias catastróficas como una alteración total del clima, el derretimiento de los casquetes polares, el aumento desnivel del mar, la anegación de las tierras más bajas, el aumento de las regiones desérticas, la migración de la población hacia latitudes mayores, etc.

Pero, sin ser demasiado alarmistas, sí puede preverse una redistribución del balance térmico del planeta cuyas consecuencias podrían ser:

- Una alteración del régimen de lluvias, vientos y corrientes oceánicas con la correspondiente repercusión en la producción agrícola.
- La fusión parcial de los casquetes glaciares continentales con el consiguiente ascenso del nivel del mar y desaparición de ciertas zonas de costa.
- Aumento de la desertización en ciertas zonas con su consiguiente influencia en algunas especies animales y vegetales.

El monóxido de carbono, por su parte, sí puede suponer una cierta amenaza para la salud humana, sobre todo si se da en concentraciones excesivas. El *CO* inhalado se combina con la hemoglobina de la sangre, lo que reduce su capacidad para transportar el oxígeno desde los pulmones hasta el resto del cuerpo. Las consecuencias visibles de esta falta de oxígeno son: cansancio, cefaleas y alteraciones en la coordinación. Una exposición masiva durante un periodo prolongado puede provocar, como es bien sabido, la muerte por asfixia.

#### ■ **Compuestos orgánicos volátiles.**

El uso de residuos en la producción del cemento puede provocar que las emisiones orgánicas procedentes del horno contengan componentes tóxicos como el benceno o algunos hidrocarburos aromáticos policíclicos. Dichas sustancias son consideradas en diferentes contextos como cancerígenas para los seres humanos y mutagénicas para los animales. Desde el Instituto Sindical de Trabajo, Ambiente y Salud se mantiene que dichas sustancias tienen demostrados efectos cancerígenos y son probables alteradores endocrinos.

#### ■ **Dioxinas y furanos.**

Los PCDD y PCDF son unos de los compuestos más tóxicos estudiados. En algunos estudios se los ha señalado como causantes de cáncer, alteraciones neurológicas, hepáticas, inmunológicas, disfunciones hormonales, esterilidad, endometriosis, y alteraciones cutáneas entre otros.

Las personas expuestas a elevadas concentraciones de PCDD presentan un cierto aumento del riesgo de padecer diversos tipos de cáncer. Además pueden tener sobre poblaciones adultas ciertos efectos de carácter transitorio como alteraciones lipídicas, hiperglucemia y aumento de los valores séricos de GGT<sup>6</sup>, y aumento de la mortalidad de origen

---

<sup>6</sup>GGT: Gammaglutamil transpeptidasa

cardiovascular.

En fetos, las dioxinas también pueden provocar retrasos en el desarrollo y alteraciones hormonales tiroideas, ambos con carácter leve.

En los animales, los PCDD es capaz de producir efectos teratogénicos, siendo especialmente comunes las alteraciones cutáneas y capilares, renales, hendiduras palatales, abortos espontáneos e incluso la muerte.

■ **Metales y sus compuestos.**

A pesar de estar presentes en pequeñas cantidades, los metales y los compuestos metálicos son unos tóxicos muy peligrosos para la salud humana. A continuación se mencionan los efectos nocivos de los metales más comunes o abundantes en las emisiones de los hornos cementeros.

1. **Talio:** Es tóxico por ingestión, inhalación y absorción cutánea. Afecta fundamentalmente al sistema nervioso y genera sensibilidad cutánea (parestesias). Es bioacumulativo. A bajas dosis puede interactuar con el sistema enzimático y los neurotransmisores.

Efectos agudos: dolor abdominal, vómitos, diarreas. Aunque los efectos pueden no ser inmediatos, manifiesta pleuritis, disfunciones de la visión y de los reflejos, cefaleas, alteraciones cardíacas, daños en el hígado, riñón y sistema gastrointestinal. La intoxicación aguda puede producir la muerte por parada cardiorrespiratoria.

Efectos crónicos: astenia, polineuritis, irritabilidad, alopecia, parestesias, atrofia del nervio óptico, afecciones hepáticas, renales y gastrointestinales. Disfunciones neurológicas.

Por su elevada biodisponibilidad resulta especialmente tóxico para los organismos acuáticos. Presenta una alta movilidad en el suelo, por lo que puede representar un riesgo significativo para los vegetales. En los animales se ha demostrado que puede producir perjuicios reproductivos.

2. **Cadmio:** Elemento que persiste en el medio ambiente con potencial tóxico y bioacumulativo.

Efectos agudos: la exposición respiratoria a altos niveles de cadmio produce irritación bronquial y pulmonar y genera, después de

una inhalación aguda, una disminución a largo plazo de la función pulmonar.

Efectos crónicos: la inhalación y la ingestión afectan al riñón produciendo proteinuria, disminución de la filtración urinaria, y litiasis renal. También produce toxicidad respiratoria con bronquitis, bronquiolitis y enfisema.

Efectos reproductivos: hay evidencias de bajo peso y crecimiento intrauterino retardado después de la exposición materna ya sea por vía digestiva o respiratoria.

Riesgo de cáncer: diversos estudios han evidenciado un aumento en el riesgo, respecto al previsto, de padecer cáncer de pulmón después de la exposición respiratoria. El cadmio está catalogado como probable agente cancerígeno humano.

3. **Ploomo:** Metal muy tóxico que origina una gran variedad de efectos perjudiciales, incluso a dosis muy bajas. Tiene un gran potencial de bioacumulación y permanece durante mucho tiempo contaminando el medio ambiente. Se considera un posible disruptor endocrino.

Efectos agudos: produce síntomas gastrointestinales como dolor abdominal, vómitos, diarrea y puede ocasionar la muerte por envenenamiento.

Efectos crónicos: presenta toxicidad en la sangre (anemia), sistema nervioso (disminución de las capacidades sensoriales y motoras), retrasa el crecimiento en los niños, toxicidad renal, y alteración en la presión sanguínea.

Efectos reproductivos: afecta a los testículos, a la próstata y a las vesículas seminales (disminución de los espermatozoides y del volumen de semen), incrementa la posibilidad de aborto y los lactantes presentan retraso en el crecimiento físico y mental.

Riesgo de cáncer: los datos no son concluyentes, pero datos limitados sugieren un mayor riesgo de cáncer pulmonar, renal y de estómago. El plomo está considerado como un posible agente cancerígeno humano.

4. **Mercurio:** Sustancia muy tóxica, bioacumulable y con gran persistencia medioambiental.

Efectos agudos: produce efectos gastrointestinales (sabor metálico, náuseas, vómitos y dolor abdominal), respiratorios (tos, dificultad respiratoria, dolor torácico, disminución de la función pulmonar y neumonía bilateral) y principalmente sobre el sistema nervioso central (alteraciones visuales y ceguera, sordera, disminución de la conciencia, alucinaciones, delirio, tendencias suicidas y muerte).

Efectos crónicos: ocasiona alteraciones neurológicas (molestias en las extremidades, visión borrosa, fatiga muscular, sordera y dificultades en el lenguaje, hiperexcitabilidad, irritabilidad, insomnio, salivación excesiva, temblores. . . ) y lesiones renales. En niños ocasiona calambres musculares en las piernas, sensación de escozor en la piel y engrosamiento doloroso de los dedos de las manos y de los pies.

Efectos reproductivos: algunos datos sugieren un aumento de los abortos y de las malformaciones en los niños.

Riesgo de cáncer: los estudios no son concluyentes, pero está considerado como un posible agente cancerígeno humano.

#### 5.4. MTD con carácter general.

El proceso empleado para la fabricación de clínker tiene un efecto considerable sobre el comportamiento ambiental de la instalación. Desde la Guía de MTD se sugiere que la fabricación de clínker debe realizarse en vía seca, con intercambiador de calor multi-etapas de ciclones y precalcinación, salvo condiciones de la materia prima desfavorables por su alta humedad.

El proyecto base está fundamentado en estas técnicas de modo que no ha sido necesario introducir ninguna modificación adicional.

Aparte del proceso de fabricación, deben tenerse en cuenta las medidas primarias generales siguientes:

- **Optimización del control de proceso.** Desarrollar un proceso estable y uniforme, con los parámetros del proceso próximos a los valores

de diseño, beneficia enormemente al funcionamiento global de la planta.

Estabilizando los parámetros del proceso se reduce el consumo energético, aumenta la calidad del clínker y se incrementa el tiempo de vida de los equipos. Además, como consecuencia de la optimización, las emisiones de  $SO_2$  y  $NO_x$  suelen verse reducidas. En hornos con precipitadores electrostáticos, la anulación de los desajustes del horno y los disparos por  $CO$  reducen las emisiones de partículas.

La optimización del control del proceso incluye medidas como:

1. Homogeneización de las materias primas.
  2. Seguridad de la dosificación uniforme de carbón. Para asegurar que la velocidad de alimentación del combustible sólido es uniforme, con mínimas puntas, es esencial tener buenos diseños de tolvas, cintas transportadoras y alimentadores, así como un sistema moderno de alimentación gravimétrica de combustible sólido.
  3. Instalación de sistemas de control automático.
  4. Optimización del funcionamiento del enfriador.
  5. Formación de los operadores del horno.
  6. Instalación de nuevos equipos como sistemas de dosificación, silos de homogeneización y lechos de premezcla.
- **Reducción del consumo de combustibles** mediante:
1. Intercambiadores de calor y precalcinación.
  2. Enfriadores de clínker de mayor eficiencia.
  3. Aprovechamiento del calor residual de los gases, en operaciones de secado de materiales u otros usos.
- **Reducción del consumo de energía eléctrica** mediante:
1. Sistemas de gestión de la energía.
  2. Equipos de molienda y otros equipos de accionamiento eléctrico de alta eficiencia energética.

- **Control de las sustancias** que intervienen en el proceso y que, en función de dónde entren y cómo se procesen, pueden tener un efecto directo o indirecto sobre las emisiones del horno.
- **Reducción del consumo de recursos naturales** aprovechando al máximo los materiales que se emplean en la fabricación del cemento. Por ejemplo, el polvo captado en el filtro del horno de clínker puede ser reintroducido al proceso.

En la Guía se menciona incluso, en referencia al tema de la reducción del consumo de materias primas, que pueden emplearse residuos aptos en sustitución de los recursos naturales tradicionales. En este estudio, ya se ha comentado repetidas veces, se evitará dicha alternativa debido a la polémica que suscita su empleo.

- **Reducción del ratio clínker/cemento.** Para fabricar el clínker es necesario sinterizar los materiales a temperaturas en torno a los 1450°C, lo que supone una generación tremenda de emisiones contaminantes. Así que, todo lo que suponga reducir la proporción de clínker por unidad de cemento, será una medida bienvenida para la reducción de emisiones.

## 5.5. MTD para el control de óxidos de nitrógeno.

Las mejores técnicas disponibles [5] para la reducción de las emisiones de  $NO_x$  son la combinación de las medidas primarias generales anteriormente expuestas y las siguientes técnicas:

- **Quemador de bajo  $NO_x$ .**

Los quemadores de bajo  $NO_x$  varían en detalle, pero esencialmente el combustible y el aire se inyectan en el interior del horno por medio de tubos concéntricos. El carbón se puede insuflar a través de la tubería central o el canal medio y el aire axial se inyecta en el canal exterior con un elevado momento. Se emplea un tercer canal para el aire en torbellino, que se inyecta por álabes a la salida de la tobera.

La característica diferencial de estos quemadores es que emplean menos aire primario que los quemadores tradicionales: la proporción de aire primario se reduce a un 6-10 % de lo que se requiere para la combustión estequiométrica. El efecto neto del diseño de este quemador es producir una ignición muy rápida, especialmente de los compuestos volátiles del

combustible, en una atmósfera en defecto de oxígeno, lo que tenderá a reducir la formación de  $NO_x$  [5].

■ **Combustión por etapas.**

Esta técnica consiste básicamente en escalonar la combustión en varias fases, introduciendo el combustible por varios puntos, realizándose principalmente en precalcinadores especialmente diseñados [5].

1. La primera etapa de combustión tiene lugar en el quemador principal del horno.
2. La segunda etapa de combustión consiste en un quemador en la entrada del horno, que produce una atmósfera reductora que descompone una parte de los óxidos de nitrógeno generados en la zona de sinterización. La elevada temperatura en esta zona es particularmente favorable para la reacción que reconvierte los  $NO_x$  en nitrógeno elemental.
3. En la tercera etapa de la combustión el combustible se alimenta dentro del calcinador con una cantidad de aire terciario, produciendo allí una atmósfera reductora, también. Este sistema reduce la generación de  $NO_x$  del combustible, y también disminuye los  $NO_x$  que salen del horno.
4. En la cuarta y etapa final de la combustión, el aire terciario sobrante se alimenta dentro del sistema como *aire de remate* para la completar la combustión.

■ **Reducción no-catalítica selectiva (SNCR).**

La SNCR consiste en la inyección de compuestos  $NH_2-X$  (comúnmente agua amoniacal con un 25%  $NH_3$ , también amoníaco gas, soluciones de urea, nitrocal, cianamidas, biosólidos u otras sustancias similares) en el gas de salida para reducir el  $NO_x$  a  $N_2$ .

La reacción tiene un punto óptimo en el intervalo de temperaturas que va de los 800 a los 1000°C, debiéndose proporcionar un tiempo suficiente de retención para que los agentes inyectados reaccionen con el  $NO_x$ . Alcanzar dicho rango de temperaturas es fácil en hornos con precalentador y hornos con precalcinador. Sin embargo, no ocurre lo mismo en los hornos Lepol, y de hecho no existe ninguna instalación a escala industrial de SNCR en este tipo de hornos. En hornos largos de vías seca y húmeda es imposible acceder a la temperatura correcta

con el necesario tiempo de retención, por lo que esta técnica no es de aplicación en los mismos.

Es importante mantener el rango de temperaturas mencionado anteriormente. Si la temperatura cae por debajo de este nivel se emite amoníaco sin reaccionar, y a temperaturas significativamente elevadas el amoníaco se oxida a  $NO_x$ , con lo que las emisiones del gas que se pretende eliminar en lugar de reducirse, se incrementan [5].

También puede ocurrir que se produzcan escapes de  $NH_3$  si se emplea desproporcionadamente. Esta situación conllevaría un riesgo mayor ya que el amoníaco es sensiblemente más peligroso en caso de emisiones a la atmósfera que los contaminantes que trata de eliminar. El amoníaco que no ha reaccionado se puede oxidar y transformarse en  $NO_x$  en la atmósfera. Los escapes de  $NH_3$  pueden enriquecer en amoníaco el polvo que posteriormente se capta en el electrofiltro, inhabilitándolo para ser recirculado al molino de cemento, con lo que se genera un residuo que precisa un tratamiento específico.

## 5.6. MTD para el control de óxidos de azufre.

Las mejores técnicas disponibles para la reducción de las emisiones de  $SO_x$  son la combinación de las medidas primarias generales anteriormente descritas, y la adición de absorbente en hornos vía seca.

### Adición de absorbente vía seca.

Puede absorberse parte del  $SO_2$  contenido en la materia si se adicionan al gas de salida del horno algunas sustancias absorbentes tales como cal apagada ( $Ca(OH)_2$ ), cal viva ( $CaO$ ) o cenizas volantes activadas con alto contenido de  $CaO$ .

Para hornos con precalentador se ha observado que resulta más eficiente inyectar la cal apagada al crudo entrante en el precalentador que inyectarla directamente en el gas de salida. El  $SO_2$  reaccionará con la cal para dar  $CaSO_3$  y  $CaSO_4$ , que entran al horno junto con las materias primas y se incorporan al clinker.

Esta técnica es capaz de limpiar las corrientes de gas con concentraciones

moderadas de dióxido de azufre y se puede aplicar a temperaturas de más de 400°C. Los valores de reducción más altos se pueden lograr a temperaturas que excedan los 600°C.

Es recomendable emplear un absorbente basado en cal apagada con una superficie específica alta y elevada porosidad. La cal apagada tiene una reactividad relativamente baja, por lo que tiene que aplicarse en elevadas relaciones molares  $Ca(OH)_2/SO_2$ , entre 3 y 6. Las corrientes de gas con concentraciones altas de dióxido de azufre requieren aun más, de 6 a 7 veces las cantidades estequiométricas de absorbente, implicando altos costes de explotación.

## 5.7. MTD para el control de partículas.

Como se mencionaba en el apartado correspondiente, existen dos tipos de fuentes de emisión de partículas: fuentes puntuales y fuentes dispersas. La contaminación que origina cada una de estas fuentes requiere un método de control específico. En el caso de las fuentes dispersas, las medidas de control irán más encaminadas hacia la prevención, ya que las partículas, una vez en el aire, son más difíciles de localizar y eliminar. Sin embargo, en el caso de las fuentes localizadas, es más sencillo situar sistemas de desempolvamiento a la salida de la chimenea, ya que se aplica a caudales direccionados y concretos.

### ■ Reducción de las emisiones dispersas.

Las principales fuentes dispersas de emisión se generan en el almacenamiento y la manipulación de las materias primas, los combustibles y el clínker, y por el tráfico de vehículos por la fábrica. Con una disposición simple y lineal de la planta se minimizan las posibles fuentes de emisiones. Un mantenimiento completo y apropiado de la instalación tiene siempre el resultado indirecto de la reducción de las emisiones dispersas por la reducción de las fugas de aire y puntos de derrame. El empleo de dispositivos y sistemas de control automáticos también ayudan a la reducción de las emisiones dispersas [2].

En la Guía de Mejores Técnicas Disponibles puede encontrarse una relación de las medidas más relevantes que pueden tomarse con el propósito de reducir la dispersión de partículas en una fábrica de cemento. Dichas medidas son las que se presentan, sintetizadas, a continuación:

- Protección contra el viento en las pilas a la intemperie.
- Pulverizado de agua y supresores químicos de polvo. Esta técnica debe emplearse cuando la fuente está relativamente bien localizada instalando un sistema de inyección de agua pulverizada que rocíe la superficie conflictiva.
- Pavimentación, limpieza y regado de las carreteras y áreas empleadas por los camiones.
- Empleo de sistemas de aspiración fija y móvil durante las operaciones de mantenimiento o en caso de derrames de materiales.
- Ventilación y recogida en los filtros de mangas. Siempre que sea posible, los materiales que precisen manipulación deben ser transportados a través de sistemas cerrados mantenidos en depresión. El aire de aspiración de este sistema tiene que ser posteriormente depurado en un filtro de mangas antes de ser emitido a la atmósfera.
- Empleo de silos de clínker y áreas de almacenamiento cerrados con sistema de manipulación automático.

■ **Reducción de las emisiones localizadas.**

Las tres fuentes puntuales más importantes de generación de polvo en una fábrica de cemento son: el horno de cocción del clínker, el enfriador de clínker y los molinos de cemento. Las medidas de control que más insistentemente se recomiendan desde la Guía de Mejores Técnicas Disponibles para la eliminación de las partículas presentes en el aire procedente de estas tres fuentes son:

- Los precipitadores electrostáticos con sistemas de medición de  $CO$ .
- Los filtros de mangas multicámara

Los dos sistemas tienen una eficiencia demostrada siempre y cuando se lleven a cabo las operaciones de conservación y mantenimiento pertinentes. Sólo en ciertas circunstancias como son los periodos de arranque del horno, unas altas concentraciones de monóxido de carbono, o en los arranques y paradas del molino de crudo, puede verse reducida la eficiencia del precipitador electrostático, como se explicará más adelante.

1. Filtros de mangas.

La filtración de gases por tejidos es, quizás, el más simple y eficaz de los equipos de depuración de partículas. A escala industrial se utiliza cuando las partículas son de pequeño tamaño y el polvo necesita recogerse

en seco. Los filtros de tejido que se utilizan en la industria del cemento son, en todas partes, filtros de mangas.

Un filtro es cualquier estructura porosa que tiende a retener las partículas según pasa el gas que lo arrastra a través de los espacios vacíos del filtro. El proceso básico de filtrado puede realizarse con diversos tipos de filtros textiles, dependiendo de lo cual puede variar la estructura soporte o el sistema de retirada del material captado.

Las diferencias entre unos tipos de filtro y otros pueden basarse en los siguientes aspectos:

*La disposición espacial de los equipos.*

El término *baghouse* (casa de mangas) se aplica, a veces, a los grandes filtros conteniendo un elevado número de mangas, generalmente montadas dentro una caja rectangular.

El número de mangas presentes en un filtro puede variar desde unas pocas hasta unos cuantos cientos. A menudo, cuando hay una gran cantidad de mangas, los filtros se construyen compartimentados, de manera que pueda limpiarse uno de los compartimentos sin que el resto deje de filtrar. Dichos compartimentos pueden, a su vez, disponerse en serie o en paralelo.

*El tipo de tejido.*

Las bolsas pueden estar hechas con fibra sintética (poliamida, poliéster, poliacrilonitrilo), o natural (algodón, celulosa, lana, queratina), o incluso con fibra de vidrio. Generalmente tejidos de mejor calidad presentan más resistencia a la rotura, pero también suelen ser más caros. Se recomienda el empleo de tejidos más resistentes cuando vayan a procesarse gases a altas temperaturas (el nomex, por ejemplo, es un tejido muy recomendable en estos casos).

Dos son los principales tipos que se pueden distinguir en los filtros de fibras [15]:

- Paños tejidos, compuesto por hilos dispuestos en una malla rectangular de trama y urdimbre, según patrones varios tales como tejidos lisos, trenzados o de raso.

- Paños no tejidos, formados y reforzados por acción mecánica (o sea, mediante fieltros de agujas) o con adhesivos.

Los medios filtrantes de fieltro (y más particularmente los fieltros de agujas) han alcanzado más popularidad en los últimos años. Gracias a su textura de fibras fuertemente comprimidas con una estructura de poros aproximadamente uniforme, los fieltros alcanzan un alto grado de captación en conjunción con una menor caída de presión que la de los filtros no tejidos.

*El mecanismo de limpieza.*

A medida que fluyen los gases y se van quedando retenidas las partículas en el lienzo, se va formando una especie de torta de polvo sobre la superficie filtrante cuyo espesor va aumentando paulatinamente. De hecho, la filtración no comienza a efectuarse de manera efectiva hasta que no se han acumulado una cierta cantidad de partículas sobre la bolsa. Sin embargo, una de las desventajas de los filtros de mangas es la necesidad de limpiarlos con frecuencia para evitar grandes pérdidas de carga.

La retirada de las partículas de la bolsa puede llevarse a cabo de varios modos; los más habituales son la limpieza por vibración o sacudidas, la impulsión de aire a contracorriente y las expansiones rápidas mediante pulsos de aire comprimido.

La limpieza por vibración o sacudidas [18] se lleva a cabo aislando alguno de los compartimentos del flujo de aire y agitando vigorosamente las bolsas durante aproximadamente un minuto para desalojar el polvo. Para facilitar la operación, las bolsas están generalmente asidas a un bastidor oscilatorio mecánico. Dadas las fuertes tensiones a las que se ven sometidas las bolsas mediante este sistema de limpieza, es habitual que se requieran tejidos más resistentes.

Los filtros de aire a contracorriente [18] emplean un ventilador auxiliar que impulsan el aire en sentido opuesto al de filtración. Este proceso colapsa la bolsa y fractura la torta de polvo. La tasa de flujo inverso, que con frecuencia es del mismo orden que la velocidad directa de filtrado, desinfla la bolsa y ayuda a desalojar el polvo de la superficie del tejido. Es frecuente emplear los sistemas de limpieza por sacudida y

por flujo de aire a contracorriente en una misma unidad.

La limpieza por impulsos de aire comprimido es el método más moderno y probablemente más eficiente para la limpieza de las mangas. Los filtros con limpieza por aire comprimido consisten en filtros de mangas tubulares montados en retedores de alambre. Un breve impulso (0,1-0,2 s aprox.) de aire comprimido (6-7 bar aprox.) es inyectado en el interior de cada bolsa a través de un venturi provocando que la bolsa se hinche repentinamente y aparezcan intensas fuerzas separativas en el polvo. Estos impulsos se aplican a intervalos regulares que pueden ajustarse entre 1-10 minutos. La ventaja principal de este sistema [15] es su rapidez (el intervalo de tiempo durante el cual el medio filtrante no funciona como tal es, realmente, muy pequeño), aunque también es atractivo por exigir menos mantenimiento que otros sistemas.

#### *El modo de operación.*

Los colectores de bolsas están disponibles tanto para operación en continuo como intermitente. Un filtro de bolsas operando de manera intermitente puede emplearse en aquellas aplicaciones donde el inventario operacional de la fuente de generación de polvo permita detener la función de filtrado de gases en intervalos periódicos para retirar el material retenido en las bandejas colectoras. Este tipo de colectores se utilizan principalmente para tratar pequeños volúmenes de operación o para aerosoles pesados.

En la mayoría de las instalaciones de control de la contaminación del aire y en caso de problemas graves de empolvado, no obstante, es recomendable siempre emplear colectores que permitan la operación en continuo. Esto se consigue disponiendo las áreas de filtrado en un sistema de flujo en paralelo, de manera que pueda limpiarse un compartimento cada vez sin repercutir en el funcionamiento de los otros.

#### 2. Precipitador electrostático.

Los precipitadores electrostáticos<sup>7</sup> se usan generalmente para eliminar las partículas sólidas de una corriente gaseosa. Consisten en una serie de conductos verticales, en el interior de los cuales se disponen un conjunto de placas paralelas [18].

---

<sup>7</sup>Precipitador Electroestático: PE

El proceso de precipitación electrostática se basa en la formación de un campo electrostático alrededor de un cable a tensión, de manera que las partículas cercanas se cargan debido a la acción de las moléculas de gas ionizadas presentes en la región de influencia eléctrica creada por el cable. Las partículas se cargan negativamente y emigran hacia las placas colectoras cargadas positivamente. Las placas colectoras se someten a golpeteo o vibración periódica para su limpieza, descargando el material que cae en tolvas colectoras situadas por debajo [5].

En el proceso de precipitación electrostática se destacan las siguientes etapas:

- Ionización del gas contaminado.
- Carga de las partículas.
- Migración de las partículas hacia la superficie colectoras.
- Captación de las partículas.
- Limpieza de las superficies de captación y descarga del polvo recogido.

Los factores que afectan a la eficacia de este tipo de precipitadores son la velocidad del gas, la intensidad del campo eléctrico, la velocidad de carga de las micropartículas, la concentración del dióxido de azufre, el contenido de humedad y la forma y área de los electrodos [5].

Es importante que los ciclos de limpieza del PE sean optimizados para minimizar el número de macropartículas reentrantes y limitar así la visibilidad del penacho emitido. En algunos casos puede llegar a ser necesario instalar un equipo de prelimpieza de aire para retirar partículas grandes antes de que el flujo contaminante ingrese en el PE [10].

El funcionamiento de un PE puede verse perjudicado por las acumulaciones de material en forma de capas aislantes sobre las placas colectoras, ya que dichas capas reducen la intensidad del campo eléctrico. Estas acumulaciones se originan cuando existen altas concentraciones de cloruros y azufre en el gas de salida del horno debido a la formación de cloruros y sulfatos metálicos alcalinos [5].

Para asegurar un eficaz funcionamiento de los PEs es importante evitar los disparos de CO. Ya se comentó en el apartado correspondiente

que una concentración elevada de CO en el precipitador suponía un fuerte riesgo de explosión, por lo que, ante picos de CO, los PEs se desconectan automáticamente. En el periodo que dure un disparo de CO, el PE está inactivo por lo que no retienen partículas; el resultado es un aumento considerable de las emisiones. Por ello es fundamental tener un estricto control sobre la presencia de CO en los gases de salida del horno.

Los PEs son equipos capaces de manejar grandes volúmenes de gases que se caracterizan por su facultad para funcionar bajo condiciones de altas temperaturas (hasta aproximadamente 400°C) y elevada humedad. Además, tienen algunas ventajas adicionales respecto a otros sistemas de filtrado:

- Alta eficacia colectora incluso para partículas muy pequeñas.
- Bajo consumo de energía.
- Baja pérdida de carga.
- Posibilidad de recoger nieblas y ácidos corrosivos.
- Bajo coste de operación y mantenimiento.

Por contra, son equipos que requieren una elevada inversión inicial. Ocupan mucho espacio y presentan problemas para coleccionar partículas con resistividad eléctrica muy alta o baja.

### 5.7.1. Proceso de selección del filtro de mangas.

El número de variables necesarias para diseñar un filtro textil, es muy amplio. Dada la dificultad de tener en cuenta tantos factores, el diseño y/o la predicción del funcionamiento de un filtro suele dejarse en manos de la experiencia y buen criterio del ingeniero de diseño. Para colmo, no existe fórmula alguna que permita determinar si es adecuado o no el empleo de un determinado filtro.

El estado del arte del proceso de diseño de los filtros de bolsas se encuentra en la selección del medio filtrante, la velocidad superficial, y el método de limpieza que proporcione una solución económica de compromiso. La industria del cemento cuenta con algunas directrices y métodos de cálculo para dicho fin, aunque generalmente son consideradas propiedad de cada empresa [18].

La aproximación más reciente al cálculo del rendimiento de un sistema de filtrado [18] viene dado por la fórmula:

$$E = 1 - e^{-(\psi \cdot L + \phi \cdot t)}$$

Donde:

$\psi$  : constante, de determinación experimental, basada en el tejido [ $m^{-1}$ ].

$\phi$  : constante, de determinación experimental, basada en la torta [ $s^{-1}$ ].

$t$  : Periodo de operación necesario para desarrollar un determinado espesor en la torta.

$L$  : Espesor del tejido.

$E$  : Eficiencia de captación.

Una vez que el filtro se encuentra en régimen de funcionamiento, de analizar los flujos entrantes y salientes, puede deducirse fácilmente el rendimiento real del sistema. Considérese un filtro de mangas con  $N$  compartimentos operando en paralelo (lo más recomendable y habitual). Si se denominan  $q_1, q_2, \dots, q_n$  a los sucesivos flujos volumétricos de gas;  $c_{01}, c_{02}, \dots, c_{0n}$  a sus respectivas concentraciones de partículas a la entrada; y  $c_1, c_2, \dots, c_n$  a las concentraciones de partículas medidas a la salida, la eficiencia individual de cada compartimento puede obtenerse con la siguiente expresión [18]:

$$E_i = \frac{c_{0i} - c_i}{c_i} = 1 - \frac{c_i}{c_{0i}}$$

Conocido el rendimiento individual de cada compartimento, la eficiencia global del filtro puede calcularse como:

$$E = 1 - \frac{\sum_1^n q_i \cdot (1 - E_i)}{q}$$

Además del rendimiento de captación, la caída de presión es un importante criterio característico para seleccionar el medio filtrante. La caída de presión total es la suma de la caída provocada por el paso del gas a través del medio filtrante y la debida a la propia acumulación de polvo sobre el filtro. La ecuación más usada [18] es:

$$\Delta P = \Delta P_{tejido} + \Delta P_{torta} = K_1 \cdot \nu + K_2 \cdot c^2 \cdot t$$

Donde:

$\Delta P$  : caída de presión total a través del tejido y de la torta.

$\nu$  : velocidad superficial a través de la bolsa-torta.

$c$  : carga de partículas en el gas a la entrada del filtro.

$t$  : periodos transcurrido en cada periodo de filtrado.

$K_1$  : coeficiente de resistencia de la bolsa (tejido).

$K_2$ : coeficiente de resistencia del polvo depositado (torta).

El tamaño de un filtro de mangas puede estimarse, en primera instancia, a partir del área de tejido filtrante necesario para el caudal dado de gases. La elección de la velocidad de filtrado debe hacerse teniendo en cuenta algunos factores. Aunque velocidades más altas van usualmente ligadas a grandes caídas de presión, también implican una reducción de la superficie requerida.

La experiencia práctica ha conducido a la elaboración de una serie de rangos de velocidad de filtrado para varios tipos de materiales y equipos empleados. En el *Handbook of Chemical and Environmental Engineering Calculations* [18] se modela la velocidad de filtrado mediante un parámetro denominado *air-to-cloth* ratio (ACR o A/C), que depende del método de limpieza, del tipo de tejido y de las características de las partículas.

Los filtros de mangas con sistema de limpieza mediante aire a contracorriente pueden tener un valor asignado de ACR que puede oscilar entre 1:1 y 5:1. Un filtro de mangas con sistema de limpieza mediante pulsos de aire, sin embargo, puede tener valores asignados de ACR comprendidos entre 3:1 y 15:1.

La superficie total de lienzo necesaria para filtrar un volumen dado de gases viene dada, en tal caso, por la expresión:

$$A = \frac{q}{\text{Velocidad de filtrado(ACR)}}$$

Dependiendo del tipo de bolsa empleado (diámetro, profundidad), serán necesarias más o menos unidades para cubrir la superficie total.

### 5.7.2. Proceso de selección del precipitador electrostático.

La eficiencia de captación de un PE puede modelarse mediante la ecuación de Deutsch Anderson.

$$E = 1 - e^{-(wA/q)}$$

Donde el factor  $w$  representa la velocidad efectiva de paso de los gases. El valor numérico de  $w$  se selecciona en base a la experiencia para cada tipo de partícula y en función de las condiciones de operación y del diseño particulares de cada circunstancia. A menudo, los fabricantes de PEs tienen un archivo experimental específico del que puede seleccionarse el parámetro

de velocidad de precipitación para varias aplicaciones y condiciones. Algunos ejemplos de aplicaciones son los que se presentan a continuación.

<b>Aplicación</b>	<b>Velocidad de paso del gas(cm/s)</b>
Cemento (proceso seco)	5,8 - 7,2
Cemento(proceso húmedo)	10,3 - 11,5
Cenizas volantes	4,0 - 20,9
Yeso	16,2 - 19,9
Fundición	1,9
Alto horno	6,2 - 14,3

Dado que normalmente la eficiencia de captación es una especificación de diseño y que, según acaba de verse, la velocidad del gas está fijada experimentalmente, es frecuente emplear la fórmula de Deutsch Anderson para determinar el área de placa requerida.

En un intento de tener en cuenta la repercusión de  $w$  sobre las variables del proceso, especialmente para distribuciones muy finas de partículas, apareció más tarde la siguiente corrección para calcular la eficiencia de un PE.

$$E = 1 - e^{-(wA/q)^m}$$

El segundo exponente proporciona una aproximación más exacta del funcionamiento para altos niveles de eficiencia pero puede llegar a ser demasiado pesimista en determinadas situaciones. Valores típicos de  $m$  pueden encontrarse en el rango entre 0,4 y 0,7 siendo 0,5 el valor más frecuente.

No existe ningún procedimiento de diseño de PEs revisado críticamente. Sin embargo, un método general recomendado es el que se propone a continuación.

1. Determinar u obtener una descripción completa del proceso incluyendo los flujos volumétricos, la carga de partículas inicial, la distribución de tamaño de las partículas, máxima emisión permitida y las condiciones del proceso.
2. Calcular o determinar la eficiencia neta de captación.
3. Seleccionar una velocidad de migración (basada en la experiencia).
4. Calcular el tamaño del precipitador (área de captación).

5. Seleccionar la altura de campo (experiencia).
6. Seleccionar la separación entre placas (experiencia).
7. Seleccionar una tasa de procesamiento del gas (experiencia).
8. Calcular el número de pasadas en paralelo del gas.
9. Desarrollar un análisis de costes capitales incluyendo materiales, instalación, y costes de puesta en marcha.
10. Desarrollar un análisis de costes de operación, incluyendo potencia, mantenimiento, inspección, repuestos, intereses, eliminación del polvo, etc.
11. Llevar a cabo un estudio paramétrico para optimizar económicamente el sistema.

## 5.8. Legislación

Con relación al Medio Ambiente la primera normativa básica de referencia fue el **Decreto 833/1975, de 6 de Febrero**, por el que se desarrolló la Ley 38/1972, de 22 de Diciembre, de protección del ambiente atmosférico (BOE núm. 96, de 22.04.75). En este marco, la reglamentación acerca de emisiones se encuentra ya obsoleta.

Hoy por hoy, la referencia legal más clara es la **Directiva 96/61/CE del Consejo de 24 de Septiembre de 1996** relativa a la prevención y al control integrados de la contaminación, conocida como directiva IPPC. La incorporación al ordenamiento interno español de la mencionada Directiva 96/61/CE se lleva a cabo, con carácter básico, mediante la **Ley 16/2002, de 1 de julio**, de prevención y control integrados de la contaminación.

Esta norma establece un marco procedimental que obliga a las industrias cementeras a la obtención de una autorización Ambiental en la que se regulen las emisiones de la actividad de una forma integrada. Asimismo, la IPPC introduce el concepto de **Mejores Técnicas Disponibles** y una lista indicativa de contaminantes a controlar, cuyas emisiones habrán de establecerse en función de estas MTD y de los parámetros de calidad del aire de la zona afectada.

Para el caso de la industria del cemento, ya existe un documento de referencia que define y describe estas mejores tecnologías: la *Guía de Mejores Técnicas Disponibles de fabricación de Cemento en España* publicada por la Secretaría General de Medio Ambiente, la Dirección General de Calidad y Evaluación Ambiental, y el Ministerio de Medio Ambiente.

Por otro lado, la **Directiva 2000/76/CE, de 4 de diciembre** (DOCE nº L332 de 28 de diciembre de 2000), establece límites y exigencias de control para los hornos de clínker que realizan actividades de coincineración de residuos. En este caso, además de los contaminantes regulados por la anterior directiva, se contemplan también límites de emisión, aplicables para las instalaciones existentes a partir del 28 de diciembre de 2005, de los siguientes compuestos:

- Cloruro y fluoruro de hidrógeno (HCl y HF)
- Carbono Orgánico Total (COT)
- Dioxinas y furanos (PCDDs y PCDFs)
- Metales pesados.

En consecuencia, existen diferentes límites de emisión en función del tipo de combustible que utilice la instalación. La Tabla 5.1. indica los límites de emisión aplicables a la industria del cemento en España, diferenciando aquéllos que son aplicables a la combustión de combustibles fósiles (Decreto 833/75 de 6 de febrero, publicado en el BOE nº 96 de 22 de abril de 1975) o a la combustión de residuos como combustibles alternativos (Directiva 2000/76/CE de 4 diciembre, publicado en el DOCE nº L332 de 28 de diciembre de 2000, aplicable a las instalaciones existentes a partir del 28 de diciembre de 2005).

Los límites de emisiones a la atmósfera para la industria del cemento están en general expresados como medias diarias y, normalmente calculadas a partir de valores semihorarios, y son aplicables en condiciones estables de operación de las instalaciones. Además, el Ministerio de Medio Ambiente y la Agrupación de Fabricantes de Cemento de España (OFICEMEN) firmaron el 28 de noviembre de 2001 un Acuerdo Voluntario con el objetivo de prevenir, reducir y controlar la contaminación proveniente de las fábricas de cemento, mediante la aplicación progresiva de las Mejores Técnicas Disponibles. Aparte de los objetivos en mejora de las emisiones dispersas, se han fijado los compromisos de emisión para fuentes puntuales que se incluyen en la

Figura 5.1

Figura 5.1: Límites de emisión aplicables a la industria del cemento en España

# Capítulo 6

## Conclusiones

### 6.1. Demanda térmica.

Todos los combustibles analizados en el capítulo concerniente a la satisfacción de la demanda térmica han de ser transportados por carretera. La situación aislada de la planta no facilita ningún otro tipo de medio. La vía ferroviaria más cercana pasa por Guadix y el punto más cercano de la red de gasoductos está en la propia Granada. De manera que sea cual se el combustible seleccionado, éste habrá de transportarse por medio de camiones.

Vistos desde la perspectiva del consumo neto, ya se ha demostrado que el combustible más favorable es el gas natural. En efecto, es el que posee una mayor capacidad calorífica y, por tanto, el que puede suplir la demanda con menor caudal másico. Ahora bien, no debe olvidarse que el transporte debe hacerse por carretera y que, por tanto, el gas natural ha de ser licuado. Eso quiere decir que el gas natural ha de medirse en términos de volumen de gas natural licuado.

De todos los combustibles analizados, el gasóleo es el que requiere menos trasiego de camiones hasta la fábrica; sin embargo, y aunque no es el objetivo principal de este estudio, es imposible tomar una decisión acerca del tipo de combustible a emplear sin tomar en consideración el precio del mismo. El gas natural y el gasóleo son, con diferencia, los combustibles más caros. Y además el precio de estos combustibles son los que sufren mayores fluctuaciones. Por estos motivos es por los que se desaconseja en todo caso emplearlos a pesar de que resulten los más eficientes energéticamente.

Hay que tener en cuenta, por otra parte, que la utilización de gas natural

como combustible, no eliminaría la necesidad de la utilización de sistemas de retención de partículas, ya que la propia materia prima es de carácter pulverulento y hace necesario el empleo de dichos sistemas.

En referencia al proceso de fabricación del clínker deben mencionarse dos ventajas básicas que presenta el carbón frente al resto de combustibles. Por un lado, el carbón aporta una parte de la materia prima del clínker, ya que las cenizas volantes que se producen en la combustión son retenidas por el material pasando a formar parte del mismo y reduciendo las necesidades posteriores de otros aditivos. Por otro lado, la utilización de carbón en la fabricación de clínker aumenta la temperatura de llama favoreciendo el proceso de sinterización en el horno.

Tanto el carbón como el coque de petróleo son dos combustibles ampliamente utilizados en la industria cementera. Ambos son susceptibles de ser utilizados en esta aplicación concreta. El coque es algo más caro que el carbón pero a cambio, se necesitan menos toneladas diarias para satisfacer la demanda del horno. Quizá un estudio económico revelaría el combustible definitivamente más idóneo para esta situación concreta.

## 6.2. Demanda eléctrica.

La solución más inmediata para satisfacer la demanda eléctrica de la planta es trazar una línea eléctrica desde Baza hasta el emplazamiento donde ésta va a erigirse. Ya se comentaba en el apartado correspondiente que la distancia a salvar era relativamente grande y que la orografía del terreno encarecía el coste unitario de la línea.

Aunque esta solución es siempre viable, se necesitaría llevar a cabo un estudio económico para garantizar la rentabilidad de esta medida frente a la posibilidad de generar la electricidad in situ. En primera aproximación, parece que la inversión inicial de tirar la línea es menor, pero es probable que los costes de contratación de la potencia sean muy elevados a largo plazo.

Como ya se ha comentado en varias ocasiones, instalar una planta de ciclo combinado supone tener que trasegar con dos tipos de combustible diferentes. Por un lado, habría que traer carbón (combustible recomendado) para alimentar el horno rotativo de clínker, y por otro, se necesitaría el gas natural para el suministro de la energía eléctrica mediante el CC. Este doble

requerimiento puede complicar las operaciones de adquisición y transporte del combustible; y puede incluso suponer una mayor inversión inicial debido a la necesidad de disponer de dos infraestructuras separadas para cada tipo de fuel.

Hay que mencionar que Endesa tiene previsto la construcción a medio plazo de un gasoducto en la zona del Levante español, partiendo desde Almería, lo que podría facilitar el suministro futuro de gas natural canalizado, haciendo interesante la solución del gas licuado mientras se resuelve el problema de la canalización. Esto permitiría, además, aumentar la potencia eléctrica instalada, mediante una remodelación de la planta de CC considerada.

Por otra parte, la construcción de una planta de ciclo combinado resulta más económica por el hecho de que no requiere un sistema de tratamiento de gases (una turbina de vapor sí lo necesita debido al combustible que emplea) y porque su construcción responde a un diseño más sencillo desde un primer momento. Es importante recordar en este momento que una TG se adquiere en el mercado como un bloque único, mientras que una TV se integra por componentes; si la TV de la planta de ciclo combinado es más sencilla, la planta en sí resulta también más económica.

El coste de la planta de TV podría reducirse si se integra conjuntamente con el sistema de producción de clínker, pero llevar a cabo una obra de ese tipo requiere un análisis de ingeniería más detallado por la complejidad adicional que supone, que no garantiza la viabilidad de la solución.

Un parámetro muy importante que no debe pasarse por alto a la hora de comparar ambos sistemas de generación es la necesidad de agua de reposición en el ciclo de vapor. El caudal total de vapor en la planta de TV era de 33,11 kg/s mientras que en la de CC era de aproximadamente 10 kg/s. Normalmente la necesidad de reposición es directamente proporcional al caudal de vapor, lo que quiere decir que en la TV se necesita reponer más del triple de agua que en el CC.

En resumen, ambas opciones son viables. Si se erige una planta de ciclo combinado, se prevé un desplazamiento diario de unos 6 camiones con gas natural licuado. Y si se pone una planta de turbina de vapor se necesitan unos 10 camiones cargados con carbón (aparte de los correspondientes para traer el combustible del horno de clínker; que éstos son imprescindibles en ambos casos).

No se considera necesario incidir en el hecho de que colocar una planta de cogeneración no resulta lo más adecuado para el caso que se está estudiando. Ya se comentó en su momento que el calor residual que resulta de generar electricidad no tiene aplicación en la industria del cemento dadas las altas temperaturas que éste requiere.

### 6.3. Control de emisiones.

Aunque la normativa vigente no exige un seguimiento exhaustivo de las emisiones generadas sino sólo un control rutinario para cumplimentar los informes anuales con las mediciones de partículas totales,  $SO_2$  y  $NO_x$ , desde este documento, el autor pone de relieve la gran importancia que tiene el hecho de llevar a cabo un seguimiento continuo de los principales parámetros ambientales.

Ya se ha comentado en capítulos anteriores que controlar los picos de CO puede evitar la desconexión del precipitador electrostático y la consiguiente punta de emisiones de partículas. Por otro lado, el conocimiento exacto de la composición de los gases generados en una industria puede revelar posibles fallos o carencias del proceso, permitiendo llevar a cabo actividades de tipo preventivo y evitar los costes adicionales provocados por los periodos de reparación y cese de la producción.

Para garantizar el apropiado cumplimiento de la legislación relativa a la prevención y al control integrados de la contaminación, deberá tenerse en cuenta la información suministrada por la Administración General del Estado acerca las Mejores Técnicas Disponibles.

En la Directiva 96/61/CE del Consejo de 24 de septiembre de 1996 relativa a la prevención y al control integrados de la contaminación se establecen unas directrices generales para evitar o, cuando ello no sea posible, reducir las emisiones a la atmósfera, el agua y el suelo, incluidas las medidas relativas a los residuos.

1. Uso de técnicas que produzcan pocos residuos.
2. Uso de sustancias menos peligrosas.
3. Desarrollo de las técnicas de recuperación y reciclado de sustancias generadas y utilizadas en el proceso, y de los residuos cuando proceda.

4. Procesos, instalaciones o modos de funcionamiento comparables que hayan dado pruebas positivas a escala industrial.
5. Avances técnicos y evolución de los conocimientos científicos.
6. Carácter, efectos y volumen de las emisiones de que se trate.
7. Fechas de entrada en funcionamiento de las instalaciones nuevas o existentes.
8. Plazo que requiere la instauración de una mejor técnica disponible.
9. Consumo y naturaleza de las materias primas (incluida el agua) utilizada en procedimientos de eficacia energética.
10. Necesidad de prevenir o reducir al mínimo el impacto global de las emisiones y de los riesgos en el medio ambiente.
11. Necesidad de prevenir cualquier riesgo de accidente o de reducir sus consecuencias para el medio ambiente.
12. Información publicada por la Comisión, en virtud del apartado 2 del artículo 16, o por organizaciones Internacionales.

Concretamente, para el cumplimiento de los límites de emisión establecidos, se recomienda la puesta en práctica de las Mejores Técnicas Disponibles detalladas en el capítulo 5 del presente Proyecto. Las opciones que se enuncian para el tratamiento de gases son las siguientes:

#### **MTDs para el control de los óxidos de nitrógeno**

- Quemador de bajo  $NO_x$ .
- Combustión por etapas.
- Reducción no catalítica selectiva (NSCR).

#### **MTDs para el control de los óxidos de azufre**

- Adición de absorbente.

#### **MTDs para el control de las partículas**

- Filtros electrostáticos (PE).
- Filtros de mangas multicámara.

Tanto los electrofiltros como los filtros de mangas presentan hoy día rendimientos semejantes para la retención de partículas. Su eficacia es máxima cuando ambos actúan de forma conjunta ya que los PEs están más especializados en la captura de partículas pequeñas y se saturan antes cuando existe una gran abundancia de partículas grandes.

Con todo, ninguno de los dos tipos de filtros mencionados presenta las altas eficiencias necesarias para la retención de contaminantes orgánicos y los metales más volátiles, que sí parecen presentar los filtros de carbón activos.

Ahora bien, mientras el combustible empleado en el proceso de fabricación de clínker no sea de tipo orgánico, no es de esperar que se produzcan este tipo de emisiones, sobre todo teniendo en cuenta que en las condiciones de combustión presentes en los hornos de clinkerización, los compuestos orgánicos contenidos en los residuos son destruidos dando como resultado la formación de  $CO_2$  y  $H_2O$ . En el caso de que el residuo contenga cloro o azufre, la combustión generará gases ácidos como el cloruro de hidrógeno y el óxido de azufre pero estos gases son neutralizados y absorbidos en su práctica totalidad por la materia prima por ser de naturaleza alcalina.

# Bibliografía

- [1] AENOR. *Cementos. Especificaciones y ensayos*. AENOR N.A. 71.970, Madrid. España, 1ª edición, 1970.
- [2] European Cement Association. <http://www.cembureau.be>.
- [3] G.C. Bye. *Portland Cement. Composition, production and properties*. Bye and Thomas Telford Limited, London, 1ª edición, 1999.
- [4] M. Crespo. *Coincineración de residuos en cementeras: Una aproximación al problema*. 16 Encuentro Estatales de Amantes de la Basura, Valladolid. España, 1ª edición, 2001.
- [5] Carmen Canales: Secretaría General de Medio Ambiente. Dirección General de la Calidad y Evaluación Ambiental del Ministerio de Medioambiente. *Guía de Mejores Técnicas Disponibles de fabricación de Cemento en España*. Medio Ambiente, Madrid, 1ª edición, 2002.
- [6] Instituto Sindical de Trabajo Ambiente y Salud. *Posibles afecciones y riesgos ambientales derivados de las emisiones proceden de los hornos cementeros*. ISTAS, Madrid, 1ª edición, 2002.
- [7] W.H.. Duda. *Manual tecnológico del cemento*. Editores Técnicos Asociados, Barcelona. España, 1ª edición, 1977.
- [8] Consejo Europeo. *Directiva 96/61/CE del Consejo de 24 de septiembre de 1996 relativa a la prevención y al control integrados de la contaminación*. Consejo Europeo, Bruselas, 1ª edición, 1996.
- [9] Sabugal García S. Gómez Moñux F. *Centrales térmicas de ciclo combinado. Teoría y proyecto*. Díaz de santos 1ª edición 308 pp edición, 2006.
- [10] FORMADES. *Contaminación atmosférica y ruidos*. Instituto de la Calidad, Master de Gestión Ambiental, módulo 4 edición, 2006.

- [11] A. R. Woodward D. L. Howard E. F. C. Andrews B. J. Beecher J. J. Arnold J. R. Capener. G. F. Hunt, M. Douglass. *Modern power station practice*. British Electricity International, Vol. C, pergamon press 3rd edition 580 pp isbn 0-08-040513-4 edition, 1991.
- [12] P. Hewlett. *Lea's chemistry of cement and concrete*. Peter C. Hewlett, Elsevier Butterworth Heinemann, 4<sup>a</sup> edition, 1998.
- [13] <http://aida.ineris.fr>.
- [14] F. Keil. *Cemento: Fabricación Propiedades Aplicaciones*. Editores Técnicos Asociados, Barcelona. España, 1<sup>a</sup> edition, 1973.
- [15] O. Labahn. *Prontuario del cemento*. Barcelona. España, 5<sup>a</sup> edición edition, 1985.
- [16] BOE núm. 157. *LEY 16/2002, de 1 de julio, de prevención y control integrados de la contaminación*. Boletín Oficial del Estado, Madrid, 1<sup>a</sup> edition, 2002.
- [17] Kehlhofer R. *Combined-cycle gas and steam turbine power plants*. The Fairmont Press, Inc., prentice hall 1st edition 387 pp isbn 0-88173-076-9 edition, 1991.
- [18] J.P Reynolds, J.S. Jeris, and L. Theodore. *Handbook of Chemical and Environmental Engineering Calculations*. John Wiley and Sons, Inc., New York, 1<sup>a</sup> edition, 2002.
- [19] T. Sánchez and A. Muñoz. *Plantas de Potencia*. Máquinas y Motores Térmicos, Sevilla. España, 1<sup>a</sup> edition, 2006.
- [20] [www.understandingcement.com](http://www.understandingcement.com).
- [21] Kam W. Li y A. PaulPriddy. *Power plant system design*. John Wiley and Sons, Inc., 641 pp edition, 1985.