



**Universitat Jaume I**

**Escola Superior de Tecnologia i Ciències Experimentals**

**Grau en Enginyeria Química**

**Sistema de depuración de  
contaminantes ácidos en hornos  
cerámicos**

**Trabajo Fin de Grado**

Autor

**Jorge Moreno Ramia**

Tutor

**Eliseo Monfort**

**Castellón, Febrero de 2019**



# 0. Resumen

En el proyecto: Sistema de depuración de contaminantes ácidos en hornos cerámicos, se hace un estudio comparativo de emisiones contaminantes entre un horno convencional y un nuevo horno denominado ecológico. En este proyecto se comparan las emisiones de ambos hornos y se diseña un sistema de depuración para el tratamiento de sus emisiones para cumplir los valores límite de emisión establecidos en la legislación española, e incluso los previstos en el documento BREF de la industria cerámica a nivel europeo.

A través de un sistema de conducciones se mezclarán las corrientes gaseosas procedentes de ambos hornos para tratarlas conjuntamente en el sistema de depuración mediante una reacción de neutralización en seco. El sistema constará, además, de un silo y un dosificador de reactivo, un filtro de mangas como separador, un sistema de recolección del residuo obtenido y un ventilador de dilución.

El reactivo que se va a emplear para el tratamiento de la corriente ácida es hidróxido cálcico micronizado, un reactivo que busca la reducción del contaminante más crítico, el ácido fluorhídrico, a la vez que asegura unos costes del tratamiento asequibles.

El filtro de mangas, que actúa como reactor, retiene las partículas generadas tras la dilución del reactivo con la corriente, a través de sus mangas filtrantes de nomex teflonado, un material que encuentra el equilibrio necesario entre la temperatura de trabajo necesaria y el coste del sistema.

En el proyecto se ha incluido un estudio económico de inversiones, costes y rentabilidad.



# **1. Índice**

## **General**

## Sistema de depuración de contaminantes ácidos en hornos cerámicos

---

1. Resumen
2. Índice General
3. Memoria
4. Anexos
5. Planos
6. Pliego de Condiciones
7. Estado de Mediciones
8. Presupuesto



## **2. Memoria**

## Índice

1. Objeto.....	1
2. Alcance .....	2
3. Antecedentes .....	8
4. Normas y Referencias .....	11
4.1. Disposiciones legales y normas aplicadas.....	11
4.2. Bibliografía.....	12
5. Definiciones y abreviaturas.....	14
5.1. Definiciones.....	14
5.2. Abreviaturas .....	15
6. Requisitos de diseño.....	16
6.1. Comparativa hornos .....	16
6.1.1. Horno EKO .....	17
6.1.2. Consumos energéticos .....	18
6.1.3. Emisiones de contaminantes.....	22
6.2. Corrientes a depurar .....	24
6.3. Sistema de depuración .....	25
6.3.1. Silo dispensador de reactivo .....	26
6.3.2. Filtro de Mangas (Reactor) .....	28
6.3.3. Ventilador.....	29
6.4. Dispositivos de control .....	29
6.4.1. Controladores de pérdida de presión .....	30
6.4.2. Controladores de temperatura.....	30

7. Análisis de soluciones.....	31
7.1. Esquema de la instalación .....	31
7.2. Características de las conducciones .....	32
7.2.1. Diámetros de las conducciones .....	32
7.2.2. Longitudes de las conducciones.....	34
7.2.2.1. Tramo 1 .....	34
7.2.2.2. Tramo 2.....	35
7.2.2.3. Tramo 3.....	36
7.2.2.4. Tramo 4.....	37
7.2.2.5. Tramo 5.....	38
7.2.2.6. Tramo de emergencia.....	39
7.2.3. Temperaturas de las paredes de la conducción .....	40
7.3. Caracterización de las corrientes .....	40
7.3.1. Corrientes de dilución.....	40
7.3.2. Corrientes de los tramos .....	42
7.3.2.1. Esquema de temperaturas.....	43
7.4. Caídas de presión.....	44
7.4.1. Esquema de caídas de presión .....	42
7.5. Potencia ventiladores .....	46
7.6. Características del silo para reactivo.....	47
7.6.1. Residuo de la reacción.....	48
7.7. Características del equipo de filtración.....	49
7.8. Características del humo de salida .....	50
8. Resultados finales.....	51

9. Planificación.....	53
10. Orden de prioridad de los documentos básicos .....	55
11. Estudio de viabilidad económica.....	56
11.1. Resumen del presupuesto .....	56
11.2. Presupuesto de explotación .....	57
11.2.1. Inversión inicial.....	57
11.2.2. Gastos directos .....	57
11.2.2.1. Amortización.....	58
11.2.3. Gastos indirectos .....	58
11.2.4. Ingresos .....	58
11.2.5. Beneficio bruto.....	59
11.2.6. Beneficio neto.....	60
11.2.7. Flujo de caja.....	60
11.3. Estudios de rentabilidad.....	61
11.3.1. Valor actual neto .....	61
11.3.2. Tasa interna de retorno .....	62
11.3.3. Periodo de retorno.....	62

### 1. Objeto

En este proyecto se trata de dar solución a uno de los principales problemas actuales de la industria cerámica, como es la emisión de contaminantes ácidos en la etapa de cocción de baldosas cerámicas. Algunas de estas emisiones, en concreto las del ácido fluorhídrico, cuyo límite es bastante estricto, están siendo especialmente estudiadas ya que supone un gran reto mantenerlas dentro de los valores límite de emisión especificados por la legalidad vigente.

Así mismo, uno de los términos que afecta directamente a la emisión de contaminantes es la eficiencia energética, ya que conforme se mejore esta eficiencia menor será la quema de combustible y por tanto menores serán las emisiones generadas. Para investigar esto se van a estudiar las emisiones en dos hornos diferentes de una planta cerámica, uno convencional y otro de los denominados EKO, un nuevo tipo de horno desarrollado para la búsqueda de una mayor eficiencia y sostenibilidad del proceso de cocción de las piezas cerámicas.

En el presente estudio se va a dimensionar una planta de depuración de contaminantes ácidos para un horno de la industria cerámica. Tras analizar comparativamente los dos hornos, el convencional y el EKO, se seleccionará el mayor emisor de partículas contaminantes para el diseño de la instalación de tratamiento, donde se aplicarán los mejores tratamientos posibles después de llevar a cabo diversas pruebas experimentales en una planta piloto.

El sistema de depuración que se va a instalar constará de un filtro de mangas, de manera que se añadirá una dosis de reactivo básico en forma de sólido micronizado en la corriente ácida de los humos circulantes por la chimenea del horno cerámico, de tal forma que la depuración de los contaminantes se produzca por una reacción química de neutralización en el propio filtro de mangas.

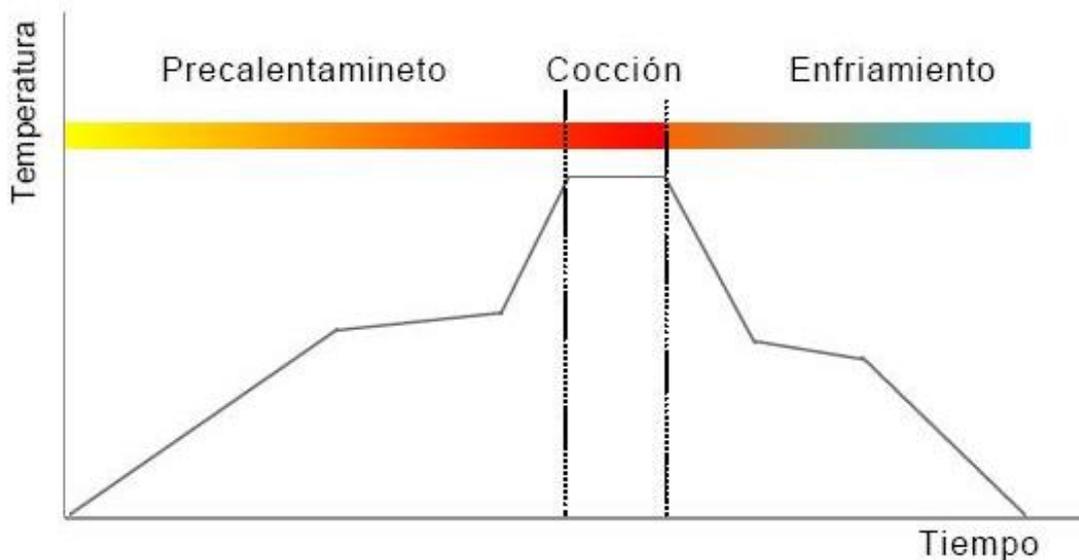
## 2. Alcance

La emisión de contaminantes ácidos en el proceso de producción cerámico tiene lugar en las etapas en que se trabaja a alta temperatura, principalmente la cocción. El proceso de cocción conlleva fundamentalmente dos procesos químicos de emisión de contaminantes; la combustión y la descomposición de materias primas, siendo esta última donde se producen la mayor parte de los contaminantes que se van a tratar en este proyecto.

En la combustión la liberación de gases ácidos depende del combustible utilizado. El cambio del fueloil o gasoil a gas natural en la industria cerámica ha contribuido a la reducción del problema, minimizando las emisiones de azufre y óxidos de nitrógeno a la atmosfera.

Respecto a la descomposición de materia primas supone un problema mayor, ya que la introducción en el horno de las baldosas cerámicas implica cambios en la microestructura y consecuentemente la liberación de contaminantes ácidos, cuya emisión depende de las materias primas empleadas en la fabricación de las mismas.

Para entender mejor los cambios que se producen en la microestructura del soporte es necesario analizar la curva de cocción del horno y los fenómenos que ocurren a las distintas temperaturas que se alcanzan en el interior del horno. En la Figura 2.1 se puede observar la curva típica de la temperatura frente al tiempo en un horno monococción.



**Figura 2.1.** Curva de cocción en un horno cerámico. Fuente: “*Guía de la baldosa cerámica*. Generalitat Valenciana.2006”.

En la Figura 2.1 se visualiza como las piezas cerámicas siguen un ciclo de calentamiento rápido, el cual se ralentiza sobre los 800°C con la descomposición de la materia orgánica. Tras superar su temperatura máxima se produce un enfriamiento rápido hasta cerca de 573°C donde se ralentiza el enfriamiento para que la expansión producida por la transformación del cuarzo  $\beta$  en cuarzo  $\alpha$  no conlleve la rotura de la pieza. La gran mayoría de las reacciones y transformaciones químicas que tienen lugar en el horno suceden por el efecto de la temperatura, es decir que ocurren en la etapa de calentamiento y cocción. Siendo los humos generados en la etapa de enfriamiento mucho más limpios que los del resto del horno.

En la Tabla 2.1 se observan las diferentes transformaciones que tienen lugar en las piezas y la temperatura a la que estas acciones tienen lugar.

**Tabla 2.1.** Transformaciones durante el ciclo de cocción. Libro “*Depuración de los gases de combustión en la industria cerámica. Guía técnica*. Instituto de tecnología cerámica, 2001”.

Temperatura	Transformación
<150°C	Eliminación del agua libre
150-250°C	Eliminación del agua ligada y la descomposición de algunos hidratos de hierro
350-650°C	Eliminación del agua de constitución
400-600°C	Combustión de sustancias orgánicas
573°C	Transformación de cuarzo- $\alpha$ en cuarzo- $\beta$
700-800°C	Inicio de la fusión de los álcalis y óxidos de hierro
800-900°C	Descomposición de los carbonatos y oxidación del carbón
1000°C	Inicio de la fusión de pastas de CaO y FeO con formación de silicatos
<1200°C	Formación de la fase vítrea con reducción de tamaño y porosidad

El contaminante más crítico de la etapa de cocción, si se utiliza gas natural, suele ser el fluoruro de hidrogeno procedente de la liberación del ion flúor de la estructura de las materias primas arcillosas, de las que se componen las baldosas. Por parte del cloruro de hidrogeno la principal fuente de aportación recae en el agua, como portadora de iones cloro, que se utiliza en la preparación de las materias primas, especialmente si se reciclan las aguas residuales. Aunque también las arcillas y aditivos utilizados poseen normalmente trazas de cloro en su composición. Los óxidos de azufre, que adquieren la forma de SO<sub>2</sub> y SO<sub>3</sub>, se generan de forma mínima por la combustión de gas natural y en mayor medida en la descomposición de materias primas con contenidos en azufre, tales como yeso o piritas.

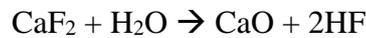
Las reacciones que se producen dentro del horno dependen fundamentalmente del tipo de arcillas utilizadas. Las reacciones más habituales para la formación de contaminantes ácidos gaseosos son:

- En el caso del flúor existen dos mecanismos de producción de ácido fluorhídrico. Por una parte, el que proviene de minerales micáceos y

caoliníticos, que a partir de una temperatura entre 400 y 600 °C, reacciona con el vapor de agua.



Y por otra parte del fluoruro de calcio,  $\text{CaF}_2$ , presente en la fluorita una materia prima de la cerámica que a una temperatura de 900°C se descompone formando el ácido fluorhídrico.



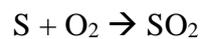
- En el caso del cloro la formación del contaminante, ácido clorhídrico los mecanismos de formación son a los 450-550°C se produce la descomposición de compuestos orgánicos con cloro.



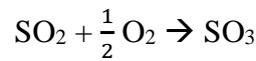
Y a una temperatura cercana a los 850°C se descomponen las sales minerales que contienen cloro.



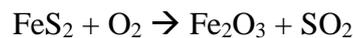
- Por último, la fuente de emisión de los  $\text{SO}_x$  tiene varias procedencias. Uno de ellos la quema de un combustible fósil, aunque el gas natural presenta unos contenidos de azufre muy inferiores a los antiguos combustibles utilizados, hay que tener en cuenta las reacciones que se producen. En las primeras etapas de la combustión el azufre reacciona con el oxígeno para formar  $\text{SO}_2$ .



Mientras en las últimas etapas el  $\text{SO}_2$  vuelve a reaccionar con el oxígeno para la formación de  $\text{SO}_3$ .



A nivel de materias primas que reaccionan a bajas temperaturas dentro del horno, unos 450°C la procedencia de los SO<sub>x</sub> vienen de la disociación de la piritita a través de la siguiente reacción.



A temperatura más altas, sobre los 750-850°C se produce la descomposición de los sulfatos presentes en las arcillas en forma de yeso, que con el calor se disocia emitiendo SO<sub>3</sub>.



Dada la necesidad de reducir estas reacciones para eliminar los compuestos contaminantes de los humos generados se han de tomar medidas, bien primarias para reducir los reactantes de las materias primas o bien secundarias, estableciendo sistemas de retención de contaminantes para evitar su expulsión a la atmosfera.

Entre las medidas primarias que podrían aplicarse a una industria cerámica actualmente están.

- Selección de las materias primas, de manera que reduzcan la entrada de precursores de contaminantes.
- Optimización del proceso, con especial atención a la curva de calentamiento en el horno.
- Selección de combustibles menos contaminantes, el gas natural y la cogeneración ya han supuesto un avance muy importante en este tema.

En cuanto a las medidas secundarias deberían establecerse tras realizar todos los cambios posibles en el proceso de fabricación de baldosas cerámicas con las medidas primarias, ya que no hay nada más efectivo para no emitir contaminantes al exterior que no generarlos. Pero si una vez agotados los recursos primarios siguen las emisiones se deben aplicar medidas secundarias como.

- Sistemas de depuración de gases mediante adición de un reactivo o adsorbente y su posterior filtración.

### 3. Antecedentes

En los últimos años se ha creado una importante inquietud social por la contaminación, debido a los efectos adversos del cambio climático y de la salud humana. Este problema ha puesto en el punto de mira a las industrias, uno de los principales focos emisores, que ha tenido que buscar soluciones para frenar este fenómeno.

El hecho de que la mayor concentración de industrias cerámicas a nivel nacional, cerca de un 85%, se encuentre en la provincia de Castellón en un área limitada de 40 kilómetros (datos ASCER 2006) de radio supone, a la vez que una ventaja competitiva para el sector, un agravio por la concentración de los contaminantes característicos en la zona. Sin embargo, la situación de esta área industrial, muy próxima al mar, se ve aliviada por las corrientes de la brisa marina que ayuda enormemente a su dilución. Esta situación tiene su contraste en Italia, donde la mayor parte de este tipo de industrias se encuentra en una zona de profundos valles que impiden una buena dilución y concentran los contaminantes localmente, esta situación es agravada durante el invierno donde se producen frecuentes episodios de inversión térmica.

La Directiva 2010/75/UE obliga a las empresas contenidas en el Anexo I a obtener una Autorización Ambiental Integrada (AAI) en la cual se especifica los valores límite de emisión (VLE) que se deben cumplir. Este anexo incluye a las industrias de fabricación de productos cerámicos con una producción superior a 75 toneladas al día y/o con una capacidad de horneado superior a 4 m<sup>3</sup> y más de 300 kg/m<sup>3</sup> de densidad de carga por horno. La AAI debe ser renovada periódicamente cada 8 años, por lo que los VLE pueden volverse cada vez más exigentes.

Los VLE se fijan para cada tipo de industria afectada por la directiva de prevención y control integrado de la contaminación (IPPC) a través de los niveles de emisión asociados a una mejor tecnología disponible (NEA – MTD) descritos en los documentos de referencia de las mejores técnicas disponibles (BREF). Este documento, junto con otras consideraciones locales o particulares de la instalación, es el que tiene en cuenta el

organismo competente a la hora de otorgar la AAI de cada actividad con unos VLE específicos.

Los puntos de emisión de contaminantes en una industria cerámica se pueden dividir en residuos sólidos, vertidos líquidos y emisiones gaseosas. Con el fin de ahorrar costes en materias primas, muchos de los residuos sólidos de las plantas cerámicas son reciclados, bien para dentro del mismo proceso de fabricación de baldosas o bien como materia prima de otras industrias, esto ha permitido subsanar en gran medida el problema de los residuos sólidos. Por otra parte, la obligación de tratar los vertidos líquidos industriales ha supuesto la instalación de plantas de tratamientos de aguas en muchas de las empresas, permitiendo eliminar los contaminantes del agua antes de ser devueltas al cauce o reutilizadas en el proceso. En cuanto a las emisiones gaseosas, se pueden dividir en dos según la temperatura de la corriente, las frías y las calientes. Las corrientes de contaminantes gaseosas frías, provenientes de etapas como el esmaltado o prensado, son más fáciles de controlar. Sin embargo, el mayor problema a nivel de contaminación actualmente son las corrientes gaseosas calientes, que procedentes principalmente de la etapa de cocción, son más difíciles de tratar por su elevada temperatura y reacciones químicas que se llevan a cabo.

Centrando este estudio en las emisiones gaseosas calientes, en la Tabla 3.1 se pueden apreciar los VLE, tanto para la AAI como en el BREF, para empresas de producción de baldosas cerámicas, incluidas en el Anexo I, basándose en los documentos de referencia de las mejores técnicas disponibles.

**Tabla 3.1.** Valores límite de emisión para etapa de cocción en la fabricación de baldosas cerámicas (medidos en mg/Nm<sup>3</sup> al 18% de O<sub>2</sub> y gas seco).

Foco	Contaminante	Concentración límite	
		AAI	BREF
Horno	HF	10	5
	HCl	-	30
	SO <sub>2</sub>	200	200
	NO <sub>x</sub>	250	250
	Partículas	30	30

En caso de incumplimiento de las restricciones legisladas en la AAI, las instalaciones que no cumplen los requisitos se enfrentan, según el apartado 3 del artículo 31 de la ley 16/2002, de 1 de Julio de prevención y control integrados de la contaminación, a sanciones económicas de 20.000 a 200.000 euros e incluso un posible cierre temporal de las instalaciones.

Dado que algunos de estos límites tienen un margen muy escaso en las mediciones previas y la más que posible restricción de dichos valores para ajustar los VLE de la AAI a unos valores más próximos a los del BREF, para que se empleen las mejores técnicas disponibles, la empresa de estudio ha decidido realizar una serie de estudios para la posterior implantación de algún sistema de depuración que subsane este problema.

En este proyecto se ha centrado el estudio en las emisiones de flúor, cloro y azufre, ya que son las más problemáticas actualmente.

## 4. Normas y Referencias

### 4.1. Disposiciones legales y normas aplicadas

- Directiva 2008/50/CE: relativa a la calidad del aire ambiente y a una atmósfera más limpia en Europa, donde se definen los límites aceptables (estándares).
- Directiva 2010/75/UE: sobre las emisiones industriales (prevención y control integrados de la contaminación).
- Ley 16/2002, de 1 de Julio: de prevención y control integrados de la contaminación.
- Ley 31/1995, de 8 de Noviembre: De prevención de riesgos laborales
- Ley 34/2007, de 15 de Noviembre: De calidad del aire y protección de la atmosfera.
- Real decreto 100/2011, de 28 de enero: Catálogo de actividades potencialmente contaminantes.
- UNE EN 1911:2011: Emisiones de fuentes estacionarias. Método manual de determinación de HCl.
- UNE-EN 13384-1:2016: Cálculos de chimenea de evaluación de humos.
- UNE EN 14791:2006: Emisiones de fuentes estacionarias. Determinación de la concentración másica de óxidos de azufre. Método normalizado de referencia.
- UNE ISO 15713:2007: Emisiones de fuentes estacionarias. Muestreo y determinación del contenido de fluoruros gaseosos.
- UNE 157001-2014: Criterios generales para la elaboración de los documentos que constituyen un proyecto técnico.

## 4.2. Bibliografía

- BARBA, A. (2003). *Operaciones básicas de transmisión de calor*. Universitat Jaume I materials.
- COLOMER, F. (2017). *Apuntes EQ 1031. Proyectos de Ingeniería*. Universitat Jaume I materials.
- CRESPO, J. (Octubre de 2012). *CEO de ICT filtración*. Obtenido de <http://www.ictfiltracioncometblog.com/wp-content/uploads/2017/07/CT18>
- GOMAR, S (2016). *Estudio de la emisión de compuestos de flúor durante la cocción de baldosas cerámicas (Tesis doctoral)*. Escuela superior de tecnología y ciencias experimentales.
- INSTITUTO DE TECNOLOGÍA CERÁMICA Y COMISIÓN DE TRABAJO. (2009). *Guía de mejores técnicas disponibles para el sector de fabricación de baldosas cerámicas en la Comunitat Valenciana*. Generalitat Valenciana.
- MALLOL, G., MONFORT, E., & BUSANI, G. L. (2001). *Depuración de los gases de combustión en la industria cerámica. Guías Técnicas de energía y medio ambiente*. Fundación Gas Natural. Instituto de Tecnología Cerámica.
- MINISTERIO DE MEDIOAMBIENTE Y MEDIO RURAL Y MARINO. (2011). *Documento BREF. Mejores técnicas disponibles de referencia europea. Sector de la fabricación cerámica*.
- MONFORT, E. (2007). *Seguridad e Higiene en la Industria Química*. Universitat Jaume I materials.
- MONFORT, E. (2013). *EQ1027 Tecnología del medio ambiente*. Universitat Jaume I materials.
- MONFORT, E.; CELADES, I.; MALLOL, G. (1999). *Cuestiones sobre medio ambiente para un técnico de la industria cerámica*. Instituto Tecnología Cerámica.

- MONFORT. E; MEZQUITA. A; MALLOL. G; GRANEL. R; VAQUER. E (2011). *Guía de ahorro energético en el sector de baldosas cerámicas de la Comunidad Valenciana*. Generalitat Valenciana.
- ROBERT, H; PERRY, D. W. (1998). *Perry. Manual del Ingeniero Químico*.
- RODRIGO, M. D. (2003). *Operaciones básicas de flujo de fluidos*. Universitat Jaume I materials.

## 5. Definiciones y abreviaturas

### 5.1. Definiciones

**AAI:** La autorización ambiental integrada es un documento expedido por la administración competente que toda industria afectada por la directiva de prevención y control integrado de la contaminación (IPPC) debe tener para la realización de su actividad. En ella se fijan los valores límites de emisión a través de los documentos de referencia de las mejores técnicas disponibles (BREF) junto con otras consideraciones locales o particulares de la instalación. Esta autorización debe ser renovada periódicamente cada 8 años.

**BREF (BAT Reference Document):** Documento elaborado para determinadas actividades en el que se describen, en particular, las técnicas aplicadas, las emisiones actuales, los niveles de consumo, las consideraciones que se tienen en cuenta para determinar las MTD, así como las conclusiones sobre las MTD y las técnicas emergentes, tomando especialmente en consideración los criterios que se enumeran en el anexo III de la Directiva 2010/75/UE.

**Condiciones normales:** Condiciones de temperatura y presión utilizadas para expresar un volumen de gas. Estas condiciones son 273 K y 1 atmosfera.

**Contaminación atmosférica:** La introducción directa o indirecta, mediante la actividad humana, de sustancias, vibraciones, calor o ruido en la atmósfera, que tengan efectos perjudiciales para la salud humana o la calidad del medio ambiente, o que causen daños a los bienes materiales o deteriorar o perjudicar el disfrute u otras utilidades legítimas del medio ambiente.

**MTD:** Mejor Técnica Disponible, término utilizado en inglés como BAT: Best Available Technique. Se entiende por la técnica más eficaz para proteger al medio ambiente en su conjunto, donde la tecnología empleada incluye el diseño, la construcción, el mantenimiento y la explotación, y debe ser viable técnica y económicamente.

**NEA – MTD:** Nivel de Emisión Asociado a una Mejor Tecnología Disponible, es un valor técnico. Según la legislación europea no es directamente un VLE, aunque es un valor de

referencia utilizado para establecer los VLE prescritos en la legislación, y que en algunos casos sus valores pueden coincidir.

**VLE:** El valor límite de emisión es un valor legal que se refleja en la AAI de cada empresa. Es el nivel de emisión prescrito por la administración y que no puede ser superado por un foco o instalación determinado.

## 5.2. Abreviaturas

**AAI:** Autorización ambiental integrada

**BREF:** Documento de referencia de las mejores técnicas disponibles

**DEI:** Directiva de emisiones industriales

**EN:** Norma europea

**INSHT:** Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el trabajo

**IPPC:** Prevención y Control Integrados de la Contaminación

**ISO:** Organización internacional para la estandarización

**NO<sub>x</sub>:** Óxidos de nitrógeno

**PEC:** Presupuesto por ejecución por contrata

**PEM:** Presupuesto por ejecución de material

**SO<sub>x</sub>:** Óxidos de azufre

**TIR:** Tasa interna de rentabilidad

**UNE:** Una norma española

**VAN:** Valor actual neto

**VLE:** Valores límite de emisión

## 6. Requisitos de diseño

### 6.1. Comparativa hornos

La continua evolución para mejorar la tecnología existente en los procesos cerámicos, a fin de optimizar el proceso ha permitido el desarrollo de nuevos hornos que tratan de mejorar la eficiencia energética a la vez que disminuyen la emisión de compuestos nocivos para el medio ambiente. Estos nuevos hornos denominados ecológicos, se conocen bajo la abreviatura EKO.

Para ver la influencia en el ahorro que suponen estos nuevos productos se va a proceder a hacer una comparación entre las características de los hornos EKO y los convencionales, así como un estudio de las corrientes contaminantes emitidas.

Los hornos convencionales utilizados en la actualidad también han ido cambiando características para adaptarse a las nuevas restricciones sin tener que instalar sistemas de depuración de gran volumen o utilizar mayores cantidades de combustible para una mayor producción, en este ámbito el empleo de las corrientes de recirculación ha permitido aumentar la eficiencia de los equipos en gran medida. Los hornos ecológicos tratan de ir más allá y han sido desarrollados principalmente por la tendencia reductora de emisiones contaminantes de las industrias, generando menos contaminantes y permitiendo una mayor eficiencia del equipo.

Para llevar a cabo el estudio comparativo en el que se ha centrado el proyecto, el horno convencional utilizado ha sido un SACMI FMS 2400/111.3 (1995) con gas natural como combustible. Por su parte de la gama EKO existente en el mercado, el elegido para realizar el estudio ha sido un SACMI EKO 295/109.2 (2016).

### 6.1.1. Horno EKO

Los nuevos hornos ecológicos desarrollados por la empresa de producción de maquinaria para industria cerámica, SACMI, son hornos monocanal de rodillos con quemadores de autorrecuperación, estos quemadores utilizan los humos calientes del interior del horno para calentar los humos de combustión a contracorriente. Las características principales por las que este horno se cataloga bajo la etiqueta de ecológico son varias, entre las cuales destacan:

- Menores consumos de energía, debido a la recuperación por hiperconvección de los aires calientes de la chimenea de enfriamiento, se consigue un ahorro energético de alrededor del 10% en comparación con los hornos convencionales.
- Consumo específico de combustible inferior, debido a las recuperaciones realizadas en diversas etapas del proceso, se reduce el empleo de combustible nuevo notablemente.
- Consigue una mayor uniformidad de las temperaturas de cocción, lo que implica un mejor acabado del producto ya que mantiene más constantes los tonos y calibres de los azulejos.
- Reducción de las emisiones de CO<sub>2</sub> y humos sobre un 30%, lo que permite la reducción de los equipos de depuración.
- Posibilidad de seleccionar los humos que se han de tratar, de manera que se pueden separar los humos fácilmente para tratarlos de distinta manera según la zona de procedencia del horno, permitiendo utilizar unas instalaciones de menor tamaño y más específicas.
- Disminución de la potencia eléctrica a instalar.

### 6.1.2. Consumos energéticos

Para aumentar la eficiencia energética de los hornos se han potenciado las recirculaciones de las corrientes para obtener las temperaturas deseadas aportando menos combustible.

En el caso del horno convencional, parte del aire caliente que se obtiene de la inyección de aire a temperatura ambiente para el enfriamiento de las piezas cerámicas en el área de enfriamiento, donde los gases son mucho más limpios ya que no se producen apenas reacciones químicas de los materiales, se utiliza para aportar calor en la zona de los secaderos mientras el resto es expulsado al exterior sin necesidad de tratamiento. Por otro lado, la corriente gaseosa procedente de la zona de cocción, donde se producen la mayor parte de las reacciones y por tanto se emiten los contaminantes, es recirculada en contracorriente por la misma zona de cocción, sirviendo de precalentamiento del horno. Al llegar al principio del horno esta corriente es expulsada al exterior, pero debido a su alta concentración en contaminantes necesita un tratamiento previo. En la Figura 6.1 se puede ver una imagen del horno convencional con sus dos chimeneas, la de cocción situada en la entrada del horno y la de enfriamiento, situada en la parte final del horno (fondo de la imagen).



**Figura 6.1.** Horno convencional.

Por su parte el sistema de funcionamiento de las corrientes en el horno EKO es mucho más complicados, a los sistemas de recirculación descritos para un horno convencional se unen otras tecnologías como el cambio térmico humos/productos. Este sistema provoca que los humos que son extraídos del interior del canal del horno en la zona de cocción, se empleen para precalentar el aire de combustión a los quemadores, de manera que el flujo de gases en la zona de cocción es transversal al avance de las baldosas, consiguiendo, según el fabricante, diferencias de temperatura entre centro y paredes de la pieza inferiores a 2°C, lo que supone una mejor cocción en el interior de la pieza mejorando sus propiedades mecánicas y por tanto la calidad del producto final. Además, también incorpora una nueva generación de quemadores que mejora la regulación del caudal de gas y de la cantidad de aire necesaria en cada zona. En la Figura 6.2 se muestra el horno EKO desde la perspectiva de entrada de las baldosas.



**Figura 6.2.** Horno EKO.

En la Tabla 6.1 se recogen los datos de consumo tanto de electricidad como de gas natural de los hornos llevados a estudio, así como la diferencia porcentual entre ellos calculada como la diferencia entre los valores del horno convencional y el ecológico dividido los valores del horno convencional. Los datos mostrados corresponden a una auditoría energética interna en las instalaciones de estudio del ejercicio de 2016, año en que se instaló el nuevo modelo de horno ecológico.

**Tabla 6.1.** Comparativa de consumos energéticos entre el horno convencional y el ecológico.

	Horno convencional	Horno EKO	Diferencia (%)
<b>Consumo de Electricidad (kWh/año)</b>	520.767	400.150	23,16%
<b>Consumo de Gas Natural (kWh/año)</b>	26.814.287	16.702.366	37,71%
<b>Consumo específico Electricidad (GJ/ton)</b>	0,052	0,056	-7,14%
<b>Consumos específico Gas Natural (GJ/ton)</b>	2,69	2,36	12,27%
<b>Consumo específico Electricidad (GJ/m<sup>2</sup>)</b>	0,0011	0,0012	-8,33%
<b>Consumos específico Gas Natural (GJ/m<sup>2</sup>)</b>	0,057	0,051	10,52%

Tal y como se puede observar en la Tabla 6.1 la diferencia en el consumo de gas natural es un 38%, mientras la diferencia en el gasto eléctrico es de en torno al 23%, ambos favorables en el horno ecológico lo que implica un ahorro muy importante en el uso de combustibles, que repercutirá positivamente tanto al gasto económico como a la reducción de corrientes contaminantes en la instalación. Sin embargo, estos datos no aportan ninguna información útil ya que las producciones del horno es el año de estudio son diferentes, es por ello que para sacar conclusiones concluyentes se ha incluido en la misma Tabla 6.1 los consumos específicos, tanto por toneladas como por metros cuadrados fabricados, de las producciones mostradas en la Tabla 6.2.

Los consumos específicos, por su parte, no aportan datos tan positivos, y es que mientras el consumo de gas natural sí que disminuye en el horno EKO para fabricar la misma cantidad de baldosas que en el horno convencional, el consumo de electricidad se ve empeorado con el uso del horno EKO.

En la Tabla 6.2 se muestran las capacidades productivas, por toneladas y metros cuadrados, de los hornos llevados a estudio. Estas capacidades han sido necesarias para el cálculo de los consumos específicos de electricidad y combustible. Cabe destacar que en el año en que se realizó la auditoria energética fue el mismo año que se instaló el horno ecológico, por lo que no estuvo todo el año en operación, de ahí la gran diferencia en la producción mostrada en la tabla.

**Tabla 6.2.** Producción anual en cada horno.

<b>Tipo de horno</b>	<b>Producción (ton/año)</b>	<b>Producción (m<sup>2</sup>/año)</b>
<b>Horno convencional</b>	35.837	1.704.232
<b>Horno EKO</b>	25.513	1.170.437

A pesar de las diferencias apreciadas en la Tabla 6.2 donde los tiempos de operación son notablemente distintos, si se recurre al catálogo de la compañía suministradora se puede afirmar que el horno convencional tiene mayor capacidad de producción que el horno EKO, como se muestra en la Tabla 6.3.

**Tabla 6.3.** Capacidad máxima de producción según el fabricante.

<b>Tipo de horno</b>	<b>Capacidad máxima (kg/h)</b>
<b>Horno convencional</b>	6.800
<b>Horno EKO</b>	6.400

Por tanto, en la Tabla 6.3 se confirma la diferencia de capacidad de fabricación de los hornos y con ello, que el consumo energético, tanto por superficie como por masa, de piezas producidas en el horno EKO no mejora en gran medida a las producidas por un horno convencional.

### 6.1.3. Emisiones de contaminantes

Para realizar un estudio comparativo de los hornos convencional y ecológico es necesario conocer los caudales y temperaturas de emisión. La Tabla 6.4 muestra estos datos para cada uno de los hornos.

**Tabla 6.4.** Comparativa de caudales y temperaturas en la chimenea de humos de los hornos de estudio.

	Horno Convencional	Horno EKO	Diferencia (%)
<b>Caudal (Nm<sup>3</sup>/h)</b>	12350	9500	23,1%
<b>Temperatura (°C)</b>	217	212	-
<b>Entalpia (kW)</b>	964,54	724,85	24,8%

Tal y como se aprecia en la Tabla 6.4, a nivel del caudal de gases emitidos se consigue una reducción importante en el horno EKO reduciendo este caudal en un 23,1%. Con respecto a la temperatura de expulsión de los humos la diferencia es mínima, por lo que, aunque el horno EKO reduce la temperatura de emisión no es una mejora destacable respecto al horno convencional. Por tanto, la diferencia de entalpia generada entre ambos hornos depende casi de manera exclusiva del caudal, siendo ambos porcentajes de mejora muy similares.

Por otro lado, en la Tabla 6.5 se pueden apreciar la emisión específica de compuestos contaminantes generados en los hornos en gramos por metro cuadrado de baldosas cerámicas fabricadas.

**Tabla 6.5.** Comparativa de emisiones contaminantes ácidas entre el horno convencional y el ecológico en gramos emitidos por superficie fabricada.

	Horno convencional	Horno EKO	Diferencia (%)
<b>HF (g/m<sup>2</sup>)</b>	1,65	1,50	9,1%
<b>HCl (g/m<sup>2</sup>)</b>	1,50	1,35	10%
<b>SO<sub>x</sub> (g/m<sup>2</sup>)</b>	3,94	3,62	8,1%

En la Tabla 6.5 se puede visualizar que el horno denominado ecológico reduce en torno a un 9% de media los contaminantes ácidos emitidos por unidad de superficie fabricada respecto al horno convencional.

Para poder hacer una valoración de las emisiones de los hornos con los VLE es necesaria la transformación de las unidades dadas en la Tabla 6.5 a unidades de concentración ( $\text{mg}/\text{Nm}^3$ ). En la Tabla 6.6 se muestran las emisiones en los diferentes hornos en las unidades legisladas.

**Tabla 6.6.** Comparativa de emisiones contaminantes ácidas entre el horno convencional y el ecológico en concentraciones (datos normalizados al 18% de oxígeno).

	Horno convencional	Horno EKO	Diferencia (%)
HF ( $\text{mg}/\text{Nm}^3$ )	29	36	-19,7%
HCl ( $\text{mg}/\text{Nm}^3$ )	26	32	-18,9%
SO <sub>x</sub> ( $\text{mg}/\text{Nm}^3$ )	69	86	-20,6%

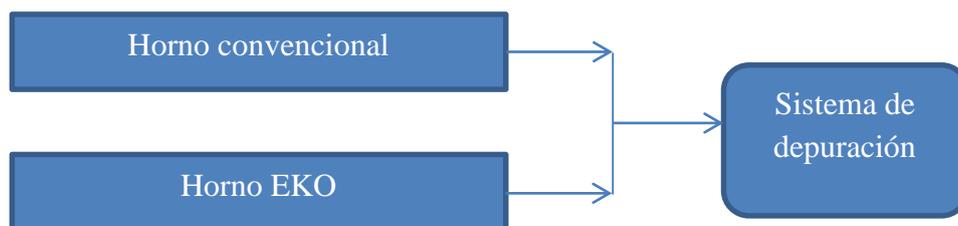
Al contrario que en la comparativa por unidad de superficie, la comparación por concentraciones es mucho más perjudicial en el horno EKO, alcanzando un empeoramiento próximo al 20% de media, tal y como se puede apreciar en la Tabla 6.6.

Cabe destacar que uno de los principales problemas de la legislación medioambiental vigente es que las emisiones de contaminantes se establecen en concentraciones, esto da lugar a que en el horno EKO, que tiene una emisión de caudales de humos un 30% menores que el horno convencional, se obtengan unos valores de emisión bastante más altos pese a emitir una cantidad menor por unidad de superficie específica.

Independientemente de esto, tal y como se aprecia en la Tabla 6.6 los resultados conseguidos tanto en el horno EKO como en el horno convencional no son favorables medioambientalmente en cuanto a emisión de ácido fluorhídrico, superando ampliamente los VLE. El cloruro de hidrogeno por su parte, se encuentra rozando la barrera de superación de los VLE, por lo que también es necesario actuar ante un posible cambio de legislación que impidiera el cumplimiento de los límites. Por su parte, los óxidos de azufre se encuentran dentro de la legalidad con un amplio margen hasta el valor límite.

## 6.2. Corrientes a depurar

Dado que los resultados obtenidos en el horno EKO no mejoran los valores de emisión del horno convencional y ante la inevitable necesidad de actuar para que las corrientes emitidas cumplan la legislación vigente y las posibles reducciones de los VLE en un futuro a corto plazo, se ha decidido diseñar un sistema de depuración conjunto para ambos hornos. De manera que, las corrientes salientes de las chimeneas del horno convencional y del horno EKO se unan para un tratamiento conjunto. En la Figura 6.3 se presenta un primer diagrama de flujo simple para comprender el sistema general de funcionamiento de la planta.



**Figura 6.3.** Diagrama de flujo de la planta.

Como se puede apreciar en la Figura 6.3 las corrientes de humos del horno convencional y del horno ecológico se van a mezclar antes de ser tratados en el sistema de depuración. El resultado de esta unión será el indicador del caudal, concentración de contaminantes y temperatura de la corriente a tratar por el sistema de depuración. En la Tabla 6.7 se presentan los valores obtenidos tras dicha mezcla.

**Tabla 6.7.** Características de la corriente a tratar.

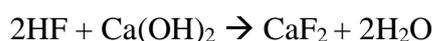
	<b>Horno Convencional</b>	<b>Horno EKO</b>	<b>Corriente a tratar</b>
<b>Caudal (Nm<sup>3</sup>/h)</b>	12350	9500	21850
<b>Caudal (Nm<sup>3</sup>/s)</b>	3,43	2,64	6,07
<b>Temperatura (°C)</b>	225	220	223
<b>Concentración HF (mg/Nm<sup>3</sup>)</b>	29	36	32
<b>Concentración HCl (mg/Nm<sup>3</sup>)</b>	26	32	29
<b>Concentración SO<sub>x</sub> (mg/Nm<sup>3</sup>)</b>	69	86	76

### 6.3. Sistema de depuración

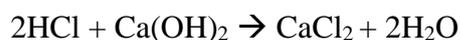
Para solucionar el problema de la emisión de contaminantes ácidos de los hornos se ha decidido instalar un proceso de depuración vía seca que consiste en un filtro de mangas, actuando como reactor donde se produce una reacción de neutralización ácido-base. Estos sistemas representan una opción muy empleada en la depuración de gases por su desarrollada tecnología y la variedad de proveedores que implica un coste más económico por la estandarización del producto.

Previamente al paso de la corriente por el filtro de mangas se va a suministrar desde un silo dispensador a través de un Venturi hidróxido cálcico, uno de los reactivos más importantes para el tratamiento de los contaminantes. El Ca(OH)<sub>2</sub> reacciona con el ácido fluorhídrico, el ácido clorhídrico y los óxidos de azufre de la siguiente manera.

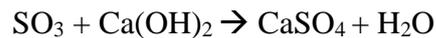
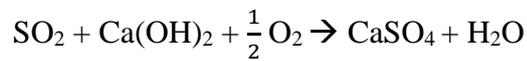
Por parte del HF la reacción que se produce con el hidróxido cálcico es la siguiente.



En el caso del ácido clorhídrico sigue el mismo proceso de readsorción con la cal apagada que el ácido fluorhídrico.



Por último, en el tratamiento de los óxidos de azufre con cal apagada se obtiene un sulfato de calcio.



Para llevar a cabo las reacciones de los contaminantes con la cal apagada, se va a disponer de un dispensador donde el  $\text{Ca(OH)}_2$  se suministre a la corriente saliente del horno, a continuación, se instalará un filtro de mangas donde queden retenidas las partículas formadas y por último se completará el sistema con un ventilador que permita la correcta dilución de los gases. En la Figura 6.4 se muestra un diagrama de flujo sencillo para el mejor entendimiento del sistema de depuración.



**Figura 6.4.** Diagrama de flujo del sistema de depuración.

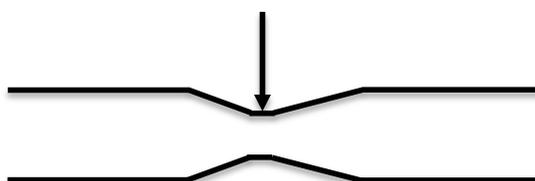
### 6.3.1. Silo dispensador de reactivo

Dentro de los elementos del sistema de depuración el primer equipo por el que transcurre la corriente gaseosa es el Venturi donde se inyecta el reactivo procedente del silo dispensador. En el interior del silo se sitúa el hidróxido cálcico, reactivo empleado para el tratamiento de los gases ácidos a depurar. Este reactivo es muy eficaz para el tratamiento del ácido fluorhídrico, pero tiene una actuación más discreta en el caso del ácido clorhídrico y óxidos de azufre, pero debido a su bajo coste se considera el más idóneo para el tratamiento. En la Figura 6.5 se puede apreciar una imagen de esta cal hidratada empleada como adsorbente.



**Figura 6.5.** Adsorbente.

Dentro del silo se almacena el reactivo, el cual será dispensado a la corriente contaminante utilizando el llamado efecto Venturi. El reactivo micronizado se inyectará en la parte más estrecha del tubo Venturi aumentando así el contacto con el reactante y mejorando la reacción. En la Figura 6.6 se muestra el tramo de la conducción donde se aplica el reactivo.



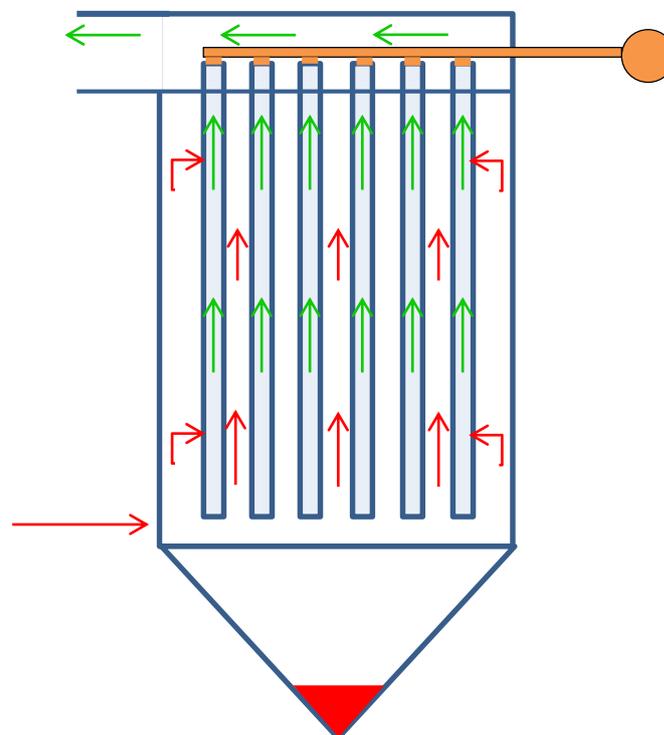
**Figura 6.6.** Efecto Venturi para la inyección de reactivo.

El reactivo es suministrado al interior del Venturi mediante un tornillo sin fin, un equipo que permite la dispersión del material de manera continua y en la dosis requerida para la reacción.

Además, se ha de poner el reactivo en exceso para que reaccionen la mayor parte de los contaminantes y se reduzcan así las emisiones, la ratio de exceso más común en estos casos y la utilizada en los cálculos es de 2.5.

### 6.3.2. Filtro de Mangas (Reactor)

Seguidamente la corriente se circula por el filtro de mangas, el sistema donde se produce la reacción y que se encarga de la separación del aire limpio y los contaminantes. El filtro de magas es un equipo metálico cerrado por el cual se inyecta el aire a tratar por la parte inferior y este ha de atravesar unas telas filtrantes colocadas en posición vertical, de manera que el material adsorbente en forma de pequeñas partículas con el adsorbato (partículas contaminantes retenidas) no consiguen traspasar la barrera física quedando retenidas en el interior del equipo, como consecuencia de los elementos textiles y una capa primaria producida por la acumulación de partículas. Para limpiar las mangas del filtro, y evitar así una pérdida de presión excesivamente alta, se inyecta aire comprimido a fin que las partículas con material contaminante se desprendan del lecho filtrante. En la Figura 6.7 se esquematiza el funcionamiento del filtro de mangas.



**Figura 6.7.** Esquematzación del funcionamiento de un filtro de mangas.

La Figura 6.7 representa un filtro de mangas donde la corriente contaminada entra por la parte inferior (corriente roja) y se hace pasar a través de los filtros de manga donde las partículas más grandes quedan retenidas mientras que el aire sin partículas atraviesa el lecho, siendo aire más limpio que se expulsa al exterior (corriente verde). Por otra parte, para mantener una pérdida de presión adecuada y que la obstrucción de las partículas retenidas no suponga un problema cada cierto tiempo se hace circular aire comprimido por las mangas (corriente naranja) que provoca que los contaminantes caigan a la parte inferior del filtro y sean extraídos.

### 6.3.3. Ventilador

El último equipo presente en el sistema de depuración es el ventilador. La instalación de este dispositivo se debe a dos factores, el primero de ellos la dilución. La dilución es un proceso mediante el cual se inyecta aire del exterior en los humos de salida para disminuir la temperatura de la corriente y así pueda ser tratada correctamente sin dañar los equipos o expulsada al exterior sin un cambio brusco con la temperatura ambiente.

Por otra parte, el paso de la corriente gaseosa a través de los equipos de depuración supone una importante pérdida de carga que hay que subsanar. Cuanto mayor sea esta pérdida de carga provocada por el sistema mayor tendrá que ser la potencia necesaria que haya de alcanzar el ventilador, lo que se traduce en un aumento de la energía eléctrica a utilizar y por tanto un mayor coste de operación.

## 6.4. Dispositivos de control

Con el fin de evitar que los cambios bruscos en las propiedades de las corrientes provoquen daños en los equipos y situaciones en que la corriente de humos tratada no se depure correctamente o conforme a la legalidad, es necesario proveer al sistema con controladores y actuaciones de emergencia.

#### **6.4.1. Controladores de pérdida de presión**

Uno de los problemas que pueden producir los ventiladores de gran potencia es un exceso de absorción de gases que produciría una depresión en el sistema que produciría desbarajustes en el horno. Para subsanar este posible problema se han de instalar dos controladores de presión al inicio de los Tramos 1 y 2, de manera que en caso de que el controlador detecte una pérdida de presión en el sistema se reajusten las corrientes de dilución de entrada a los ventiladores del horno para evitar la pérdida de presión.

#### **6.4.2. Controladores de temperatura**

Otro de los problemas que se podría dar en el sistema es, en caso de que no funcionaran correctamente las diluciones instaladas en el Ventilador 1 y 2 o que por alguna razón inusual la corriente gaseosa saliese del horno a una temperatura mucho más alta de lo habitual, sería que la corriente de humos llegase al filtro de mangas a una temperatura excesivamente alta que pudiese dañar el equipo. Para subsanar este posible problema se ha de instalar un controlador de temperatura en la entrada del Tramo 3, de manera que si se detectan temperaturas mayores a 210°C se abra una salida de emergencia de los humos que los recircule directamente a la chimenea sin ser depurados por el filtro de mangas, ya que provocaría graves problemas en el equipo.

Además, para tener un mayor control de la corriente conviene la instalación de otro controlador de temperatura en la chimenea de salida, para en caso de detectar que la corriente sale a mayor temperatura de la que debería aumentar la corriente de aire de dilución en el Ventilador 3.

## 7. Análisis de soluciones

### 7.1. Esquema de la instalación

En la Figura 7.1 se muestra el esquema de la instalación de tratamientos de gases ácidos que se va a construir.

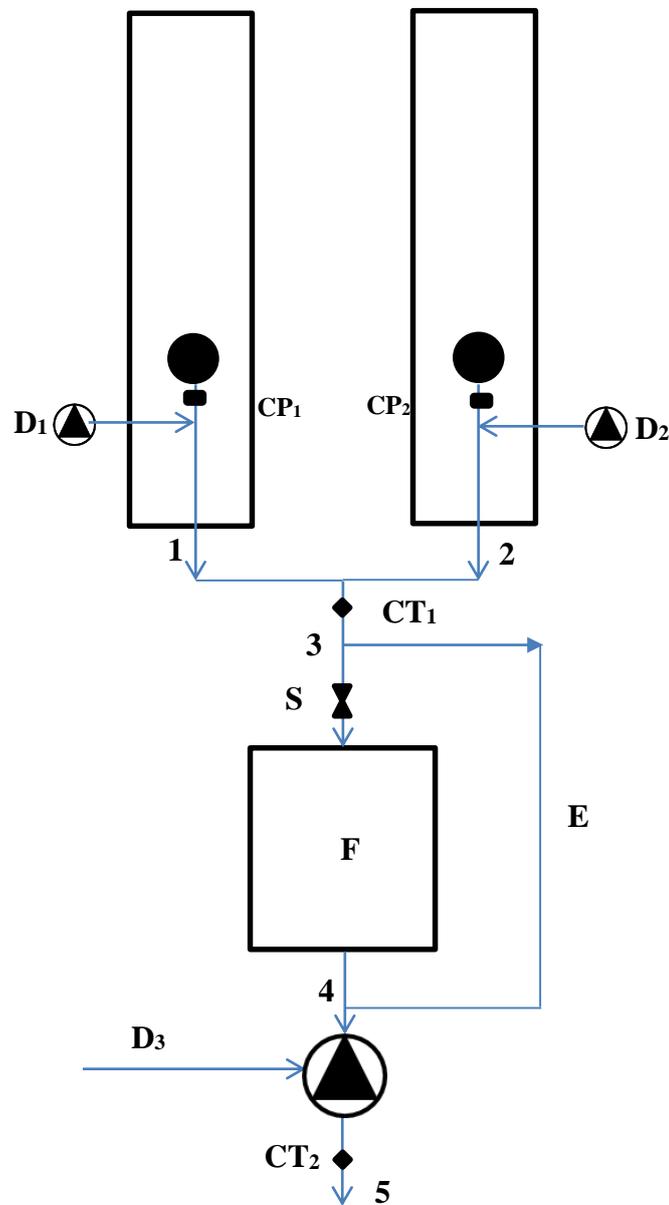


Figura 7.1. Esquema de la instalación.

Las conducciones numeradas en la Figura 7.1 se describen en la Tabla 7.1 detallando las diferentes uniones que se realizan entre las corrientes de humos y los equipos.

**Tabla 7.1.** Descripción de los tramos de la Figura 7.1.

<b>Tramo</b>	<b>Descripción</b>
<b>1</b>	Tramo desde el final del horno convencional a la unión de las corrientes
<b>2</b>	Tramo desde el final del horno EKO a la unión de las corrientes
<b>3</b>	Tramo de la unión de las corrientes al sistema de depuración
<b>4</b>	Tramo desde la salida del sistema de depuración al ventilador
<b>5</b>	Tramo desde el ventilador a al exterior
<b>D<sub>1</sub>, D<sub>2</sub>, D<sub>3</sub></b>	Corrientes de dilución
<b>S</b>	Silo dispensador de reactivo
<b>F</b>	Filtro de mangas
<b>E</b>	Desviación de emergencia (bypass)
<b>CP<sub>1</sub>, CP<sub>2</sub></b>	Controlador de presión
<b>CT<sub>1</sub>, CT<sub>2</sub></b>	Controlador de temperatura

## 7.2. Características de las conducciones

### 7.2.1. Diámetros de las conducciones

Para la construcción de las conducciones de la instalación se va a emplear un acero al carbono, uno de los materiales más empleados en la construcción debido a su gran resistencia y dureza que permite una durabilidad mayor del producto. Concretamente para esta instalación se ha considerado el tipo de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440) por su resistencia a altas temperaturas.

Para la elección de las conducciones se ha considerado que la velocidad óptima de los gases a conducir sea cercana a los 15 m/s, para tener un margen diferenciado con la

velocidad máxima permitida de 30 m/s. En este sentido y para tratar de no tener una excesiva variedad en tamaños de las conducciones se ha considerado una velocidad adecuada entre los 12 y los 15 m/s. Con este criterio se consigue que los caudales de dilución no afecten a los diámetros de la conducción.

En la Tabla 7.2 se muestran los diámetros de las conducciones que se van emplear en el sistema de depuración.

**Tabla 7.2.** Características del tipo de conducciones utilizadas en la instalación.

DIN	D <sub>i</sub> (m)	D <sub>e</sub> (m)	e (m)
65	0,689	0,761	0,036
80	0,809	0,889	0,040
100	1,053	1,143	0,045

En la Tabla 7.3 se muestran las velocidades que alcanzan los gases en cada tramo de la instalación.

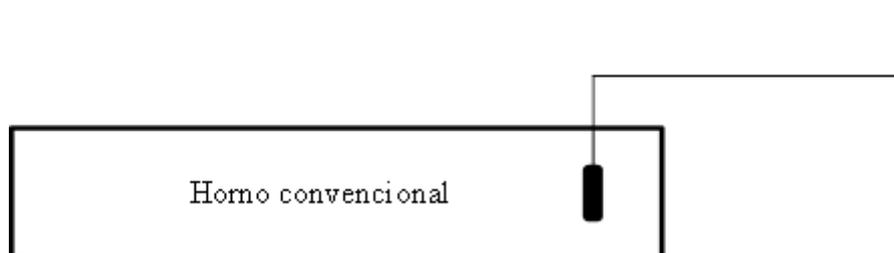
**Tabla 7.3.** Velocidades de los gases en cada tramo.

Tramo	Q <sub>R</sub> (m <sup>3</sup> /s)	D <sub>i</sub> (m)	v (m/s)
1	6,81	0,809	13,24
2	5,08	0,689	13,61
3	11,89	1,143	13,64
4	11,89	1,143	13,64
5	13,04	1,143	14,59
E	-	1,143	-

## 7.2.2. Longitudes de las conducciones

### 7.2.2.1. Tramo 1

Para comprender el Tramo 1, que va desde el ventilador se salida del horno convencional a la unión con el Tramo 2, se ha representado en la Figura 7.2 una vista esquematizada de la planta.



**Figura 7.2.** Representación de la planta del Tramo 1.

Tras la salida de los gases del horno convencional, se inyecta a la corriente contaminada aire de dilución procedente del Ventilador 1, seguidamente estos gases son llevados a través de las conducciones del Tramo 1 hasta el punto donde se mezclan con los gases del horno EKO. En la Tabla 7.4 se detallan las longitudes y accidentes característicos de este tramo de conducción.

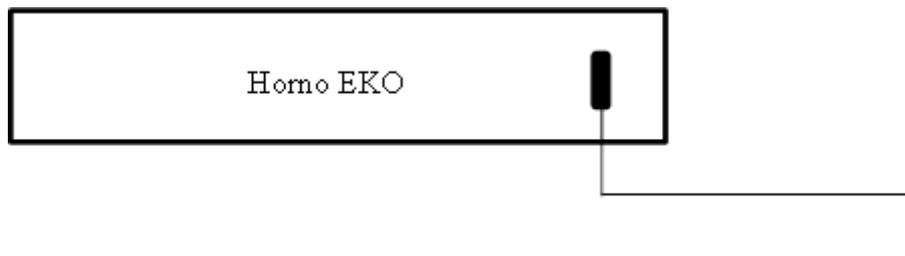
**Tabla 7.4.** Descripción de los elementos del Tramo 1.

Longitud y accidentes del tramo	Cantidad
Tramos rectos (m)	15,5
Codo de 90° (unidades)	2
Entrada ligeramente redondeada (unidades)	2

Hay que tener en cuenta que la corriente de dilución procedente del Ventilador 1 circula a través de una conducción de 1,5 metros, la cual se ha mantenido del mismo diámetro que la del Tramo 1.

### 7.2.2.2. Tramo 2

La Figura 7.3 representa las conducciones utilizadas en el Tramo 2 a través de una esquematización de la visión de la planta.



**Figura 7.3.** Representación de la planta del Tramo 2.

Después de la salida de la corriente del horno EKO y su correspondiente dilución producida por inyección de aire desde el Ventilador 2, los gases del horno ecológico son conducidos hasta el punto donde han de ser mezclados con los humos del horno convencional. La Tabla 7.5 describe los componentes y longitudes propias de este tramo de conducciones.

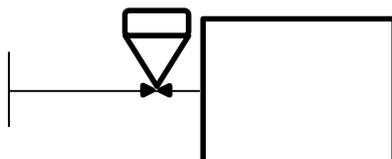
**Tabla 7.5.** Descripción de los elementos del Tramo 2.

Longitud y accidentes del tramo	Cantidad
Tramos rectos (m)	15,5
Codo de 90° (unidades)	2
Entrada ligeramente redondeada (unidades)	2

Al igual que para la Dilución 1, hay que considerar que esta corriente de dilución que procede del Ventilador 2 circula a través de una conducción de longitud 1,5 metros y la cual se ha mantenido del mismo diámetro que la del Tramo 2 para simplificar cálculos. Este tramo de tubería solo ha sido considerado en el apartado de presupuestos.

### 7.2.2.3. Tramo 3

Para caracterizar el Tramo 3 se ha representado la planta en la Figura 7.4.



**Figura 7.4.** Representación de la planta del Tramo 3.

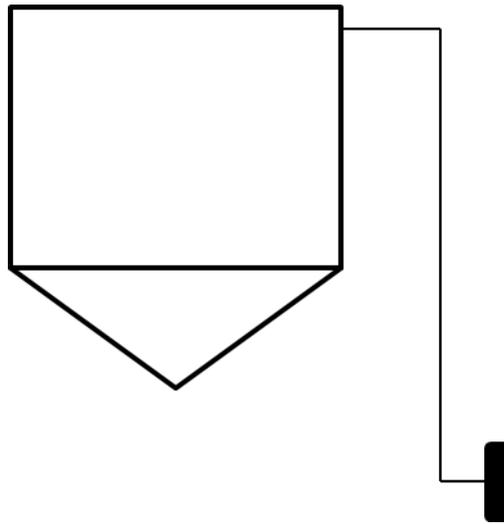
En el Tramo 3, tras la mezcla de ambas corrientes procedentes de los hornos, se produce el suministro del reactivo en la corriente a depurar mediante un sistema con efecto Venturi. Este tramo se caracteriza por la corta longitud y accidentes mostrados en la Tabla 7.6.

**Tabla 7.6.** Descripción de los elementos del Tramo 3.

Longitud y accidentes del tramo	Cantidad
Tramos rectos (m)	5
T estándar (unidades)	1
Venturi	1
Salida ligeramente redondeada (unidades)	1

#### 7.2.2.4. Tramo 4

La Figura 7.5 muestra la representación del alzado de las conducciones del Tramo 4.



**Figura 7.5.** Representación del alzado del Tramo 4.

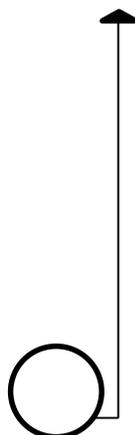
A la salida del filtro de mangas, se inicia el Tramo 4 donde la corriente es conducida hasta el Ventilador 3. Las características presentes en este tramo de conducciones se muestran en la Tabla 7.7.

**Tabla 7.7.** Descripción de los elementos del Tramo 4.

Longitud y accidentes del tramo	Cantidad
Tramos rectos (m)	8
Codo de 90° (unidades)	2
Entrada ligeramente redondeada (unidades)	1

### 7.2.2.5. Tramo 5

El último tramo, el 5, se representa en la Figura 7.6.



**Figura 7.6.** Representación del perfil del Tramo 5.

Por último, tras el Ventilador 3, la corriente depurada se conduce a través de la chimenea para su expulsión. La Tabla 7.8 describe los elementos presentes en este último tramo de estudio.

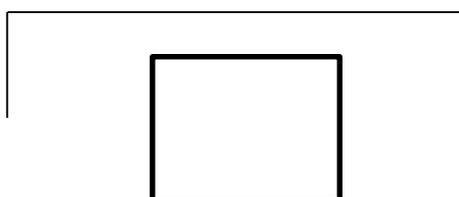
**Tabla 7.8.** Descripción de los elementos del Tramo 5.

Longitud y accidentes del tramo	Cantidad
Tramos rectos (m)	8
Codo de 90° (unidades)	1
Entrada ligeramente redondeada (unidades)	1
Salida encañonada con sombrero chino (unidades)	1

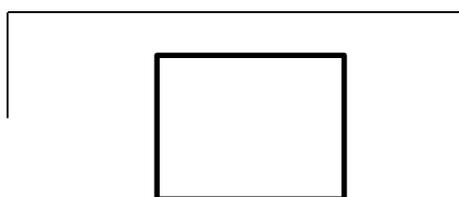
Este tramo ha de contar además con dos bocas de acceso a los puntos de muestreo que permitan caracterizar la corriente de salida.

### 7.2.2.6. Tramo de emergencia

Además de los tramos por donde circula normalmente la corriente se ha añadido un tramo adicional de emergencia, un bypass, para la evacuación en caso de alta temperatura. En las Figuras 7.7 y 7.8 se esbozan las vistas de planta y perfil respectivamente de este tramo para su mayor comprensión.



**Figura 7.7.** Representación de la planta del Tramo de emergencia.



**Figura 7.8.** Representación del perfil del Tramo de emergencia.

Si el controlador de temperatura, situado en el Tramo 3, indicara una temperatura mayor a la permitida se abrirían ambas válvulas expulsando la corriente por esta conducción y llevándola al Tramo 4 sin pasar por el filtro de mangas para evitar que se dañara. Este tramo sólo tiene influencia en los cálculos de coste ya que no influyen en las demás operaciones, por ello se describen en la Tabla 7.9 los accidentes del tramo.

**Tabla 7.9.** Descripción de los elementos del Tramo de emergencia.

Longitud y accidentes del tramo	Cantidad
Tramos rectos (m)	12,5
Codo de 90° (unidades)	3
Válvula de seguridad (unidades)	2
Salida ligeramente redondeada (unidades)	1

### 7.2.3. Temperaturas de las paredes de la conducción

A continuación, en la Tabla 7.10, se muestran las temperaturas medias a las que se encuentran las paredes externas de las conducciones en cada tramo de la instalación. Estas temperaturas, que han sido obtenidas mediante estudios comparativos de conducciones del mismo material ya que son requeridas para el cálculo de los coeficientes de transmisión de calor. Cabe destacar que, para evitar una posible condensación por la bajada de la temperatura de la corriente en el filtro de mangas, que podría suponer la corrosión del equipo se ha de calorifugar el mismo. Es por ello que la temperatura media de la pared del filtro de mangas difiere tanto del resto.

**Tabla 7.10.** Temperaturas medias de las paredes externas de las conducciones.

Tramo	Temperatura media de la pared (°C)
1	155
2	155
3	147
Filtro	57
4	125
5	112

## 7.3. Caracterización de las corrientes

### 7.3.1. Corrientes de dilución

La alta temperatura de las corrientes gaseosas y la necesidad de tener sistemas de seguridad en la planta, hacen necesaria la instalación de corrientes de dilución, que rebajen la temperatura para poder operar con los equipos instalados o bien que puedan diluir la corriente en caso de evacuación directa por emergencia.

En el caso de las corrientes de dilución 1 y 2 ( $D_1$  y  $D_2$ ) su instalación funcional se basa en la disminución de la temperatura de las corrientes de los humos procedentes de la salida de los hornos, que se encuentran entre 212 y 217 °C, y se requieren unas temperaturas menores, entorno a los 190 °C. Pese a que la temperatura teórica de trabajo en continuo en las mangas de Nomex-Teflonado, elegidas para el tratamiento, es de 190-210 °C siempre se recomienda operar a temperaturas más inferiores para favorecer la durabilidad del material. Para la realización de los cálculos se ha considerado que la temperatura que se quiere obtener tras el paso de la corriente por las Diluciones 1 y 2 es de 195°C. Esta decisión ha sido tomada en previsión a las pérdidas de calor que se producirán en el sistema no aislado donde se prevé conseguir que a la entrada del sistema de filtración la temperatura de la corriente sea cercana al valor deseado de 190°C.

Para la dilución de las corrientes  $D_1$  y  $D_2$  el aire empleado por el ventilador se toma del mismo interior de la instalación, el ambiente del cual debido al calor desprendido por hornos es muy cálido alcanzando temperaturas cercanas a los 30 °C. Es por ello que se utiliza esta temperatura para el cálculo de los caudales de dilución.

La corriente de Dilución 3,  $D_3$ , se encuentra en el exterior de la nave, por lo que el aire tomado por el ventilador para llevar a cabo la dilución tiene una temperatura ambiente, que a la hora de realizar los cálculos se ha tomado una media anual de 18 °C.

En la Tabla 7.11 se recogen los caudales de dilución necesarios en cada ventilador del sistema para conseguir los objetivos marcados referidos a temperatura final de la corriente.

**Tabla 7.11.** Caudales de las corrientes de dilución.

Dilución	$T_F$ (°C)	$T_D$ (°C)	$Q_D$ (m <sup>3</sup> /s)
$D_1$	195	30	1,37
$D_2$	195	30	0,89
$D_3$	160	18	1,15

### 7.3.2. Corrientes de los tramos

En la Tabla 7.12 se recogen todos los datos necesarios para caracterizar las corrientes gaseosas que circulan por los diferentes tramos de la instalación. Partiendo de los caudales, densidades, calores específicos y temperaturas de salida del horno (S1 y S2) se han caracterizado el resto de corrientes, mostrando los resultados tanto en condiciones reales como en normales por la exigencia de los cálculos.

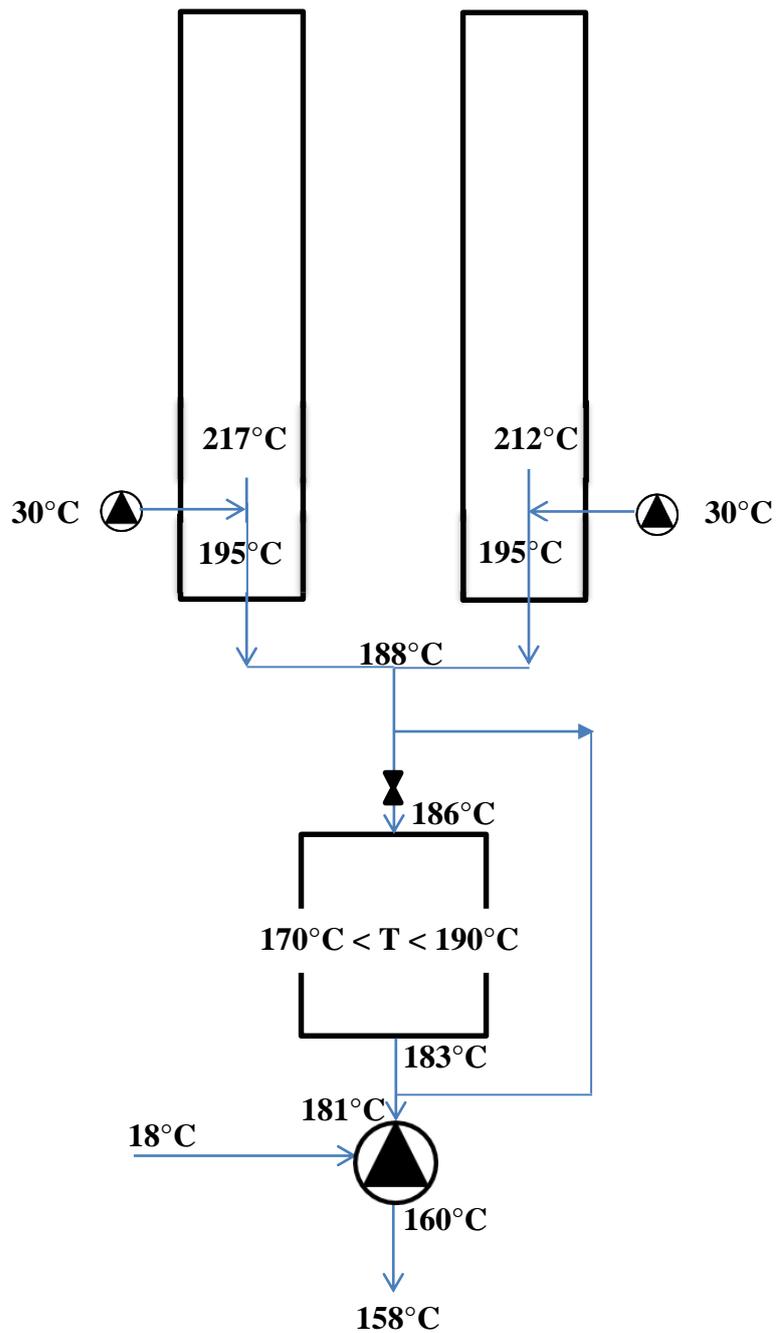
El cálculo de la pérdida de calor en cada tramo ha permitido saber las temperaturas de entrada y salida de cada tramo, permitiendo conocer el caudal de dilución necesario para adaptar la temperatura al valor requerido.

**Tabla 7.12.** Caracterización de las corrientes del sistema.

Tramo	$Q_R$ ( $m^3/s$ )	$Q_N$ ( $Nm^3/s$ )	$\rho_R$ ( $kg/m^3$ )	$\rho_N$ ( $kg/Nm^3$ )	$C_p$ ( $J/kg\cdot K$ )	$T_0$ ( $^{\circ}C$ )	$T_F$ ( $^{\circ}C$ )
S1	6,26	3,43	0,692	1,262	1103,51	-	217
1	6,805	3,97	0,730	1,251	1102,73	195	188
S2	4,77	2,64	0,679	1,226	1103,03	-	212
2	5,076	2,96	0,708	1,214	1102,19	195	187
3	11,89	7,04	0,721	1,218	1099,61	188	186
Filtro	11,89	7,06	0,721	1,212	1099,52	186	183
4	11,89	7,12	0,721	1,204	1099,19	183	181
5	13,04	8,22	0,783	1,242	1096,59	160	158

### 7.3.2.1. Esquema de temperaturas

En la Figura 7.9 se muestra una esquematización de las temperaturas de la corriente a la entrada y salida de cada tramo.



**Figura 7.9.** Esquema de temperaturas del sistema.

#### 7.4. Caídas de presión

Con la finalidad de conocer la potencia de los diferentes ventiladores a instalar en el sistema se ha tenido que calcular la caída de presión en los diferentes tramos de la instalación. La pérdida de presión acumulada en cada uno de los tramos anteriores al Ventilador 3, es la presión que se ha de considerar para dimensionar dicho ventilador con la potencia necesaria.

En la Tabla 7.13 se recogen los resultados de los cálculos de caída de presión en los diferentes tramos del sistema, estos cálculos han sido desarrollados en el apartado 4 de los Anexos.

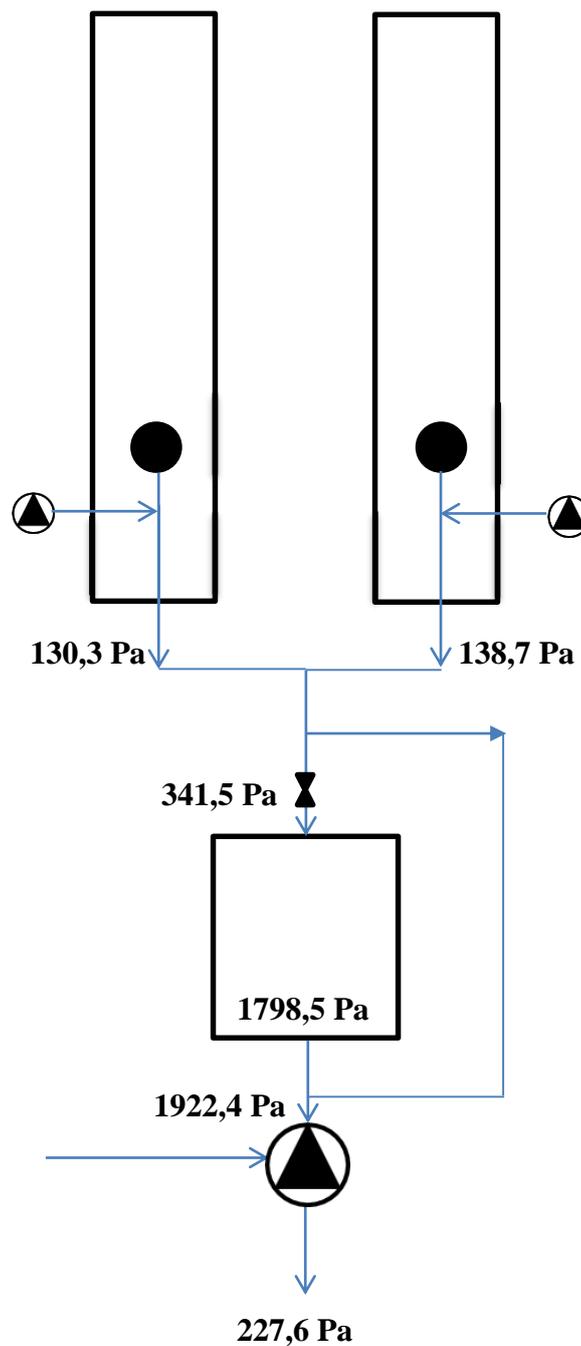
**Tabla 7.13.** Recolección tabulada de las pérdidas de carga en cada tramo.

Tramo	Pérdida de carga (Pa)
Tramo 1	130,3
Tramo 2	138,7
Tramo 3	72,5
Filtro	1457,0
Tramo 4	123,9
Tramo 5	227,6

De la suma de los tramos situados antes del Ventilador 3, se obtiene que la caída de presión que hay que subsanar es de 1922,4 Pa.

### 7.4.1. Esquema de caídas de presión

En la Figura 7.10 se muestra una esquematización de las caídas de presión acumuladas en cada tramo hasta el ventilador encargado de su recuperación.



**Figura 7.10.** Esquema de pérdidas de presión acumuladas del sistema.

### 7.5. Potencia ventiladores

A la hora de instalar los ventiladores requeridos en la planta, se necesita saber la potencia que estos necesitan, para ello se han llevado a cabo los cálculos pertinentes de los cuales se han extraído la potencia mínima requerida. En el caso de los Ventiladores 1 y 2, los cuales no se utilizan para paliar ninguna pérdida de presión de los equipos del sistema, sino que su uso se limita al de inyectar aire de dilución al sistema, se posicionan fuera del paso de la corriente a depurar y requieren una potencia baja. En este caso se ha decidido instalar ventiladores de 3 kW de potencia, que se consideran suficientes para el trabajo a realizar.

A fin de evitar problemas de falta de potencia en algún momento puntual, se ha decidido instalar una potencia ligeramente mayor en el Ventilador 3. En la Tabla 7.14 se muestra tanto la potencia mínima requerida como la potencia suministrada considerada.

**Tabla 7.14.** Potencias requeridas por los ventiladores.

Ventilador	Potencia mínima requerida (kW)	Potencia instalada (kW)
Ventilador 3	37,06	45

Los Ventiladores 1 y 2 se encuentran situados en una plataforma, ya construida, junto con los ventiladores que forman parte del horno, al inicio del sistema de depuración. Mientras el Ventilador 3 se depositará a nivel del suelo, justo antes de la evacuación de los humos al exterior.

### 7.6. Características del silo para reactivo

Con el fin de establecer las dimensiones necesarias para la construcción del silo encargado de almacenar y suministrar el reactivo al contaminante, se ha calculado la cantidad de reactivo que necesita cada molécula contaminante para ser neutralizada. Para mejorar la reacción y evitar así evacuar tantas partículas contaminantes al medio se ha decidido que el reactivo este en exceso, fijando un valor de 2,5 como ratio. Así pues, conociendo las reacciones que se llevan a cabo, la ratio de exceso y el caudal en condiciones normales que llega al reactor (el de la corriente 3 de la Tabla 7.12) se ha calculado la cantidad de reactivo necesaria diariamente para tratar los contaminantes. Los resultados de dichos cálculos se muestran en la Tabla 7.15.

**Tabla 7.15.** Cantidad de reactivo necesario para tratar cada contaminante.

Contaminante	Cantidad de reactivo (kg/día)
HF	91,77
HCl	44,76
SO <sub>2</sub>	82,26
SO <sub>3</sub>	43,68
<b>Total</b>	<b>262,47</b>

Para dimensionar el reactor se han convertido las unidades de masa en unidades de capacidad teniendo en cuenta la densidad del material con el que se está trabajando. Haciendo este cálculo se obtiene que el volumen ocupado por el reactivo es  $0,119 \frac{\text{m}^3 \text{ Ca(OH)}_2}{\text{día}}$ .

Sobredimensionando el silo para evitar tener que recargarlo de reactivo cada día, pero sin que este demasiado tiempo para evitar problemas de hidratación en el almacenaje, se ha decidido que tenga una capacidad para una semana, es decir, 7 días. Por lo que la cantidad máxima que ocupará el hidróxido de calcio será de  $0,833 \text{ m}^3$ . Para facilitar la búsqueda a nivel comercial de reactores se ha aproximado la capacidad a  $1 \text{ m}^3$ , lo que permitiría la recarga cada 8,4 días.

Por otra parte, se ha de considerar el consumo de potencia del tornillo sin fin que suministra el reactivo a la corriente, siendo esta de 5kW según el catalogo del fabricante.

### 7.6.1. Residuo de la reacción

En la reacción, el producto formado queda retenido en el filtro de mangas. Este producto particulado, al que se le denomina residuo, ha de ser tratado correctamente para no contaminar el medio. Para ello se encargará a una empresa externa su retirada y tratamiento suponiendo un coste. Otro subproducto de la reacción es el vapor de agua, pero esta no supone ningún perjuicio.

En la Tabla 7.16 se muestran los diferentes residuos formados en cada reacción y la cantidad diaria obtenida.

**Tabla 7.16.** Cantidad de residuo generado en las reacciones.

Contaminante	Residuo	Cantidad de residuo (kg/día)
HF	CaF <sub>2</sub>	38,66
	Ca(OH) <sub>2</sub> contaminado	9,18
HCl	CaCl <sub>2</sub>	26,89
	Ca(OH) <sub>2</sub> contaminado	40,28
SO <sub>2</sub>	CaSO <sub>4</sub>	60,27
	Ca(OH) <sub>2</sub> contaminado	61,70
SO <sub>3</sub>	CaSO <sub>4</sub>	17,59
	Ca(OH) <sub>2</sub> contaminado	32,76

### 7.7. Características del equipo de filtración

Tras un estudio comparativo entre las diferentes opciones que ofrece el mercado en cuanto a materiales para la fabricación de telas filtrantes, se ha decidido que la opción que mejor recoge los criterios de temperatura de trabajo, resistencia a los gases ácidos e intereses económicos son las mangas de Nomex Teflonado. Este material se caracteriza por estar construido por fibra arammídica, comercialmente conocida como Nomex, y por su posterior aplicación de fibra politetrafluoroetilénica en estado líquido, más conocida popularmente como Teflón.

En la Tabla 7.17 se muestran las dimensiones características de una manga de las utilizadas en la construcción del sistema de depuración descrito.

**Tabla 7.17.** Características de las mangas de filtración.

Material	Diámetro (m)	Longitud (m)	Área manga (m <sup>2</sup> )
Nomex Teflonado	0,25	4	3,24

Tras realizar los cálculos pertinentes se ha decretado que el número de mangas necesarias para el tratamiento de la corriente contaminante son 130. Sobredimensionando el equipo de filtración un 10% ya que se producirá una limpieza cíclica en esta cantidad de mangas del equipo, el número de mangas total a instalar es de 144.

Cada manga ocupara un espacio de 0,0625m<sup>2</sup>, por lo que el espacio total necesario es de 8,9375 m<sup>2</sup>. Dada la forma geométrica rectangular del filtro de mangas se ha decidido instalar un filtro de superficie 3×3 metros. La altura del equipo es de 7 metros. La apertura de salida del residuo es una abertura de 20 cm<sup>2</sup>.

El equipo de limpieza de las mangas, suministra de forma cíclica cada diez minutos un chorro de aire a presión a contracorriente haciendo que la costra creada por el residuo solido de la reacción caiga por gravedad al recipiente inferior. Este equipo de aire a presión consume una potencia de 5 kW, según el fabricante.

### 7.8. Características del humo de salida

A la salida del sistema de depuración, la corriente que se expulsa por la chimenea no está completamente limpia, ya que no todo el reactivo reacciona con el contaminante y es capaz de ser retenido por el filtro. Tras los estudios experimentales pertinentes se ha obtenido que la proporción de reducción para cada contaminante, operando en gramos de contaminante por superficie fabricada, es la que se muestra en la Tabla 7.18.

**Tabla 7.18.** Reducción porcentual estimada de cada contaminante en el sistema de depuración.

Contaminante	Reducción estimada (%)
HF (g/m <sup>2</sup> )	90
HCl (g/m <sup>2</sup> )	10
SO <sub>x</sub> (g/m <sup>2</sup> )	25

Tal y como se aprecia en la Tabla 7.18, el reactivo es muy eficaz para el ácido fluorhídrico, pero produce resultados bastante pobres es el caso del ácido clorhídrico y óxidos de azufre.

Con estos porcentajes de reducciones estimadas y considerando el caudal total que sale por la chimenea, se ha calculado la cantidad total emitida por unidad normal de volumen de cada contaminante tras su paso por el sistema de depuración. En la Tabla 7.19 se muestran los resultados obtenidos.

**Tabla 7.19.** Cantidad de contaminante tras la depuración.

Contaminante	Cantidad (mg/Nm <sup>3</sup> )
HF	2
HCl	20
SO <sub>x</sub>	43

## 8. Resultados finales

Para poder realizar un estudio conclusivo, en la Tabla 8.1 se recogen las mediciones de concentración de contaminantes realizadas inicialmente, así como, los resultados que se conseguirían de las concentraciones tras su paso por el sistema de depuración diseñado y el porcentaje de reducción conseguido, en términos de concentraciones, para cada uno de los contaminantes.

**Tabla 8.1.** Porcentajes de reducción conseguidos en el sistema de depuración.

Contaminante	Concentración inicial (mg/Nm <sup>3</sup> )	Concentración final (mg/Nm <sup>3</sup> )	Porcentaje de reducción
HF	32	2	93,75%
HCl	29	20	31,03%
SO <sub>x</sub>	76	43	43,42%

Tal y como se puede apreciar en la Tabla 8.1, la reducción porcentual de los contaminantes en la corriente tratada es destacable en todos los casos, pero es en el ácido fluorhídrico, el contaminante más crítico en la etapa de estudio, donde se apreciarían unos resultados más notables con una reducción de más del 90% en las unidades de mediciones legales. Por tanto, se puede afirmar que el sistema de depuración diseñado es excelente para la reducción del HF de una corriente gaseosa, mientras habría que estudiar más profundamente las necesidades de reducción del HCl y SO<sub>x</sub> para ver si las reducciones de entorno al 30 y 40% conseguidas son suficiente para cumplir los objetivos.

En la Tabla 8.2 se muestran los resultados en términos de concentración de partículas contaminantes a la salida del sistema de depuración y los valores límites de emisión, tanto los que legislan actualmente por la autorización ambiental integrada, como a los que se van a tender en futuras restricciones donde se aplicarán las recogidas en el documento de referencia de las mejores técnicas disponibles.

**Tabla 8.2.** Comparativa de los resultados conseguidos con los valores límites de emisión.

<b>Contaminante</b>	<b>Concentración final (mg/Nm<sup>3</sup>)</b>	<b>VLE de la AAI (mg/Nm<sup>3</sup>)</b>	<b>VLE en el BREF (mg/Nm<sup>3</sup>)</b>
HF	2	10	5
HCl	20	-	30
SO <sub>x</sub>	43	200	200

En la Tabla 8.2 se puede apreciar que todos los contaminantes se mantendrían dentro de los límites de emisión legales tanto actualmente como en restricciones futuras.

En el caso del elemento más crítico, el ácido fluorhídrico, se conseguiría controlar y mantener dentro de los límites, aunque habría que seguir controlando las emisiones de cerca, a pesar de la importante reducción conseguida, por su cercanía a los estrictos valores marcados en el BREF.

El ácido clorhídrico, actualmente carente de legislación, se mantendría dentro de los límites en el caso de que se renovara la AAI. Así que, a pesar de la corta reducción conseguida en este contaminante por el sistema de depuración, sería suficiente para cumplir con un cómodo margen los VLE.

Por último, en el caso de las emisiones de SO<sub>x</sub>, con un margen mucho mayor que el resto de contaminantes, y del cual no se teme una reducción de los límites de emisión en la AAI ya que esta al mismo nivel que el BREF, se puede considerar suficiente la reducción conseguida, ya que queda lejos del límite establecido.

## 9. Planificación

La planificación del proyecto es necesaria para que este pueda ser llevado a cabo en los días y recursos estipulados en el Pliego de Condiciones. A la hora de realizar la planificación de la construcción del proyecto se ha de tener en cuenta las diferentes tareas que se han de realizar, la inversión de tiempo necesaria en cada una de ellas y las interrelaciones y dependencias entre sí, para conocer si se pueden efectuar al mismo tiempo o en orden cronológico.

En la Tabla 9.1 se muestran las actividades necesarias para construir la instalación diseñada, así como la duración necesaria para la materialización de dichas tareas.

**Tabla 9.1.** Duración de las tareas de construcción del proyecto.

Tarea	Duración (días)
Preparación de las instalaciones existentes	12
Instalación conducciones	25
Instalación de equipos	20
Conexión entre equipos	10
Instalación eléctrica	5
Automatización	10
Puesta en marcha y prueba	7

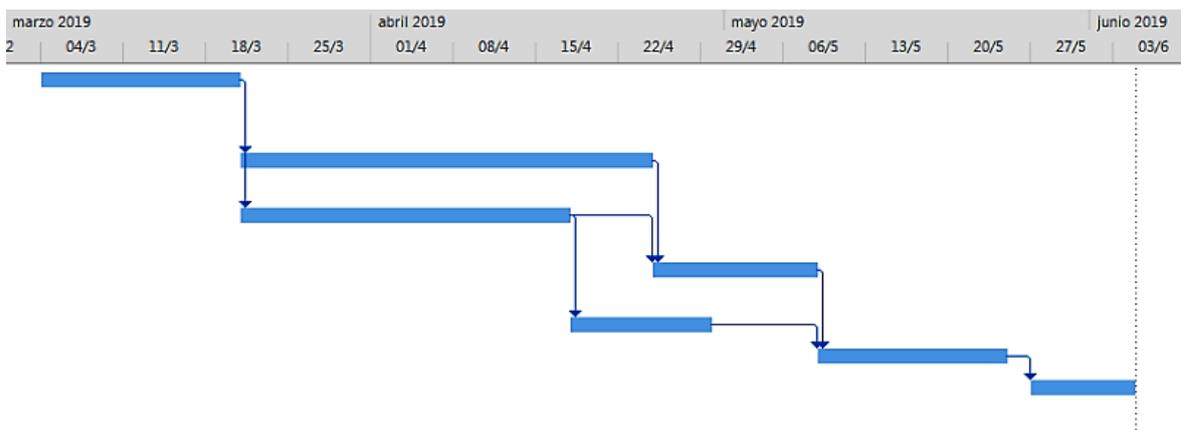
Se ha de tener en consideración que la planificación del proyecto se ha realizado de modo aproximado teniendo en cuenta posibles retrasos por la recepción de los equipos, problemas meteorológicos, etc. Todos estos posibles imprevistos quedan recogidos en el Pliego de Condiciones para la eximición de cualquier culpabilidad.

También se ha asumido que se trabaja en la instalación 8 horas diarias de lunes a viernes. Con estos pretextos se estima la iniciación del proyecto el 04/03/2019 con lo que se prevé que finalice el 04/06/2019. Estas fechas de planificación de las obras se muestran en la Tabla 9.2.

**Tabla 9.2.** Planificación temporal de la construcción de la instalación.

Tarea	Duración (días)	Comienzo	Fin
Preparación de las instalaciones existentes	13	Lunes 04/3/19	Miércoles 20/3/19
Instalación conducciones	25	Jueves 21/3/19	Miércoles 24/4/19
Instalación de equipos	20	Jueves 21/3/19	Miércoles 17/4/19
Conexión entre equipos	10	Jueves 25/4/19	Miércoles 08/5/19
Instalación eléctrica	5	Jueves 18/4/19	Lunes 29/5/19
Automatización	10	Jueves 09/5/19	Viernes 24/5/19
Puesta en marcha y prueba	7	Lunes 27/5/19	Martes 04/6/19

Con los datos previstos por la Tabla 9.2 se construye el diagrama de Gantt para la comprensión visual del periodo necesario para la construcción del sistema de depuración, así como la interacción de las diferentes etapas de la obra. En la Figura 9.1 se muestra el diagrama.



**Figura 9.1.** Diagrama de Gantt de la construcción de la instalación.

## 10. Orden de prioridad de los documentos básicos

Según la norma UNE 157001-2014, “Criterios generales para la elaboración de los documentos que constituyen un proyecto técnico”, el orden de prioridad establecido entre los diferentes documentos básicos del proyecto ha de ser el siguiente.

1. Índice General
2. Memoria
3. Anexos
4. Planos
5. Pliego de Condiciones
6. Estado de Mediciones
7. Presupuesto

## 11. Estudio de viabilidad económica

El estudio de viabilidad económica recoge toda la información del proyecto referida a los aspectos monetarios con el objetivo de decidir la aceptación o rechazo del proyecto según las indicaciones de las tasas de rentabilidad.

Para la materialización de este estudio se ha supuesto que la persona o entidad gestora de los gases contaminados es externa a la empresa fabricante de baldosas cerámicas. Así pues, esta entidad gestora cobrará un determinado precio por el tratamiento de los gases contaminados de los hornos de fabricación, dependiendo del coste que le suponga el tratamiento.

Todos los valores mostrados contienen incorporado el impuesto sobre el valor añadido del 21%.

### 11.1. Resumen del presupuesto

A continuación, se recogen las principales partes del presupuesto del proyecto que se necesitan para la elaboración de la viabilidad económica. En la Tabla 11.1 se muestra el presupuesto referido a la ejecución del material.

**Tabla 11.1.** Presupuesto de ejecución del material total.

<b>Elemento</b>	<b>Precio total (€)</b>
Equipos	200.814,9
Conducciones y accesorios	2.533,23
Mano de obra	30.122,2
<b>Total</b>	<b>233.470,37</b>

Mientras en la Tabla 11.2 se expone el presupuesto de ejecución por contrata de la instalación.

**Tabla 11.2.** Presupuesto de ejecución por contrata.

<b>Elemento</b>	<b>Precio total (€)</b>
PEM	233.470,37
Gastos generales	35.020,55
Beneficio industrial	14.008,22
<b>Total</b>	<b>282.499,14</b>

El presupuesto total del proyecto Sistema de depuración de contaminantes ácidos en hornos cerámicos asciende a DOS CIENTOS OCHENTA Y DOS MIL CUATRO CIENTOS NOVENTA Y NUEVE COMA CATORCE EUROS.

## **11.2. Presupuesto de explotación**

### **11.2.1. Inversión inicial**

La inversión inicial para la construcción del sistema de depuración proyectado corresponde al coste del presupuesto por materiales, gastos generales y beneficio industrial, es decir al PEC. Por tanto, la inversión inicial es de 282.499,14€.

### **11.2.2. Gastos directos**

Los gastos directos de operación corresponden a la cantidad de reactivo necesario, así como su suministro, la retirada y gestión de los residuos generados por la reacción, los costes eléctricos de los ventiladores y equipos de limpieza y suministro de relativo. Estos gastos, tal y conforme se puede apreciar en el Apartado 9.2 de los Anexos, alcanzan los 96.710,47 € al año.

### **11.2.2.1. Amortización**

La amortización es la contabilidad de la pérdida de valor a lo largo del tiempo de los equipos de la instalación. El dinero reservado para la renovación de estos equipos tiene un tratamiento especial, ya que no es afectado por los impuestos y aunque es parte del flujo de caja no se incluyen en los beneficios. En el caso de los equipos y conducciones del sistema de depuración se ha considerado que el tiempo de amortización es de diez años, excepto para las mangas filtrantes de nomex teflonado que tienen una durabilidad de un año y medio. En el Apartado 9.1.8 de los Anexos se realizan los cálculos pertinentes para referir el coste de la amortización a un año, y es de 39.501,54€.

### **11.2.3. Gastos indirectos**

Una vez construida la instalación, la mano de obra requerida en el sistema de depuración va a ser muy baja. Por este motivo, se ha considerado que solo trabajará un operario durante una hora y media al día (se entiende que este operario trabajará en el resto de la planta y le dedicará una media y de una hora y media al día al sistema de depuración). Considerando un sueldo de 10€ por hora y 335 días de trabajo en la planta, el coste total de gastos indirectos asciende a 5.025 € anuales.

### **11.2.4. Ingresos**

Tras la realización del estudio económico, mostrado en el Apartado 9 de los Anexos, se ha determinado que el coste específico del tratamiento de depuración de los gases generados por la producción de un metro cuadrado de baldosas cerámicas en los hornos de estudio es de 0,0474 €/m<sup>2</sup>.

Para la realización de la viabilidad económica del sistema de depuración diseñado, se ha supuesto que una persona o empresa gestora de los gases contaminados reciba 0,049€

por el tratamiento de los gases generados en la fabricación de cada metro cuadrado de baldosa cerámica en alguno de los hornos conectado el sistema de depuración proyectado.

También se ha considerado que la producción anual de baldosas cerámicas de los hornos de trabajo es constante en todos los años e igual a la producción realizada en el año 2016, año al que pertenecen los datos empleados en el diseño de la planta. Esta producción es igual a 2.874.669 m<sup>2</sup>/año.

El producto entre la producción anual y el precio de cobro por metro cuadrado, da como resultado los ingresos realizados por el gestor en un año, que en este caso son 143.733,45€/año

### 11.2.5. Beneficio bruto

El beneficio bruto anual es el resultado de la diferencia entre los ingresos y los gastos totales, suma de los gastos directos e indirectos. En la Tabla 11.3 se muestra el beneficio en bruto que se obtendría de la planta a diez años vista con una tasa de crecimiento económica del 2,5%.

**Tabla 11.3.** Beneficio bruto anual del sistema de depuración.

<b>Años</b>	<b>Ingresos (€)</b>	<b>Gastos directos (€)</b>	<b>Gasto indirecto (€)</b>	<b>Beneficios brutos (€)</b>
<b>2019</b>	140.858,78	96710,47	5.025,00	39.123,31
<b>2020</b>	144.380,25	99.128,23	5.150,63	40.101,39
<b>2021</b>	147.989,76	101.606,44	5.279,39	41.103,93
<b>2022</b>	151.689,50	104.146,60	5.411,38	42.131,53
<b>2023</b>	155.481,74	106.750,26	5.546,66	43.184,82
<b>2024</b>	159.368,78	109.419,02	5.685,33	44.264,44
<b>2025</b>	163.353,00	112.154,50	5.827,46	45.371,05
<b>2026</b>	167.436,83	114.958,36	5.973,15	46.505,32
<b>2027</b>	171.622,75	117.832,32	6.122,47	47.667,96
<b>2028</b>	175.913,32	120.778,12	6.275,54	48.859,65

### 11.2.6. Beneficio neto

El beneficio neto anual es el resultado de descontar al beneficio neto el porcentaje referido a impuestos, este porcentaje según la legislación española es cercano al 25%. En la Tabla 11.4 se muestra el beneficio en neto que se obtendría de la instalación a diez años vista con una tasa de crecimiento económica del 2,5%.

**Tabla 11.4** Beneficio neto anual del sistema de depuración

<b>Años</b>	<b>Beneficios brutos (€)</b>	<b>Beneficios netos (€)</b>
<b>2019</b>	39.123,31	29.342,48
<b>2020</b>	40.101,39	30.076,05
<b>2021</b>	41.103,93	30.827,95
<b>2022</b>	42.131,53	31.598,65
<b>2023</b>	43.184,82	32.388,61
<b>2024</b>	44.264,44	33.198,33
<b>2025</b>	45.371,05	34.028,28
<b>2026</b>	46.505,32	34.878,99
<b>2027</b>	47.667,96	35.750,97
<b>2028</b>	48.859,65	36.644,74

### 11.2.7. Flujo de caja

El flujo de caja corresponde al dinero corriente con el que cuenta la entidad gestora de la instalación en cada momento, este parámetro corresponde a la suma de los beneficios netos y la amortización. En la Tabla 11.5 se muestra el flujo de caja anual generado por el sistema a diez años vista con una previsión de crecimiento del 2,5%, según fuentes económicas consultadas.

**Tabla 11.5** Flujo de caja anual del sistema de depuración

<b>Años</b>	<b>Amortización (€)</b>	<b>Beneficios netos (€)</b>	<b>Flujo de caja</b>
<b>2019</b>	39.501,54	29.342,48	68.844,02
<b>2020</b>	40.489,08	30.076,05	70.565,12
<b>2021</b>	41.501,31	30.827,95	72.329,25
<b>2022</b>	42.538,84	31.598,65	74.137,48
<b>2023</b>	43.602,31	32.388,61	75.990,92
<b>2024</b>	44.692,37	33.198,33	77.890,69
<b>2025</b>	45.809,68	34.028,28	79.837,96
<b>2026</b>	46.954,92	34.878,99	81.833,91
<b>2027</b>	48.128,79	35.750,97	83.879,76
<b>2028</b>	49.332,01	36.644,74	85.976,75

### 11.3. Estudios de rentabilidad

#### 11.3.1. Valor actual neto

El Valor Actual Neto (VAN) es un indicador de la rentabilidad de un proyecto. Pueden darse tres casos:

2.  $VAN < 0$ : indica que un proyecto no es rentable en un determinado período de tiempo.
3.  $VAN > 0$ : el proyecto es rentable, las ganancias superan a los costes.
4.  $VAN = 0$ : el proyecto no genera ni pérdidas ni ganancias.

$$VAN = - I_0 + \sum_0^n \frac{FC}{(1+i_r)^n} \quad \text{(Ecuación 9.1)}$$

En la Tabla 11.6 se muestra el valor actual neto que se obtendría del sistema de depuración con la tasa de crecimiento económico del 2,5%.

**Tabla 11.6** Valor actual neto del sistema de depuración.

<b>Años</b>	<b>Flujo de caja (€)</b>	<b>(1+ir)<sup>n</sup></b>	<b>FC/(1+ir)<sup>n</sup> (€)</b>
<b>2019</b>	68.844,02	1	68.844,02
<b>2020</b>	70.565,12	1,0250	68.844,02
<b>2021</b>	72.329,25	1,0506	68.844,02
<b>2022</b>	74.137,48	1,0769	68.844,02
<b>2023</b>	75.990,92	1,1038	68.844,02
<b>2024</b>	77.890,69	1,1314	68.844,02
<b>2025</b>	79.837,96	1,1597	68.844,02
<b>2026</b>	81.833,91	1,1887	68.844,02
<b>2027</b>	83.879,76	1,2184	68.844,02
<b>2028</b>	85.976,75	1,2489	68.844,02
<b>VAN (€)</b>			<b>405.941,09</b>

### 11.3.2. Tasa interna de retorno

La Tasa Interna de Retorno (TIR) es la tasa de interés o rentabilidad que ofrece una inversión. Es decir, es el porcentaje de beneficio o pérdida que tendrá una inversión para las cantidades que no se han retirado del proyecto. La tasa de retorno se calcula haciendo 0 el VAN, es decir igualando a cero la Ecuación 9.1. Interesa realizar aquellos proyectos cuyo TIR sea superior al interés normal del dinero, y además cuanto mayor sea el TIR más viable es el proyecto. La tasa interna de rentabilidad en este proyecto es de 32,178%.

Con esta tasa de rentabilidad, muy por encima del interés nominal del dinero se puede afirmar que el proyecto diseñado es más que rentable.

### 11.3.3. Periodo de retorno

El periodo de retorno o pay-back es el tiempo de operación que se necesita para recuperar la inversión inicial realizada en el proyecto. Es el resultado del cociente entre la inversión total del proyecto y el promedio anual del flujo de caja. Con este valor se evalúa la liquidez del proyecto con carácter restrictivo.

En este caso el periodo de retorno obtenido es de 4,1 años, por lo que es turno del promotor evaluar si es viable la proyección del sistema de depuración diseñado.



# **3. Anexos**

## Índice

1. Documentación de partida.....	1
1.1. Referencias de los hornos.....	1
1.2. Cálculo de las concentraciones de contaminantes ácidos .....	3
1.3. Cálculo de las concentraciones de contaminantes ácidos .....	4
1.3.1. Corriente media a depurar.....	5
2. Diámetros conducciones.....	7
2.1. Conducción Tramo 1.....	11
2.2. Conducción Tramo 2.....	12
2.3. Conducción Tramo 3 y 4 .....	14
2.4. Conducción Tramo 5.....	15
3. Pérdidas de calor.....	17
3.1. Temperatura salida Tramo 1 .....	22
3.2. Temperatura salida Tramo 2 .....	23
3.3. Temperatura salida Tramo 3 .....	24
3.4. Temperatura salida del sistema de depuración .....	25
3.4.1. Paredes laterales .....	26
3.4.2. Techo .....	27
3.4.3. Perdidas de calor totales del filtro de mangas .....	28
3.5. Temperatura salida Tramo 4 .....	29
3.6. Temperatura salida Tramo 5 .....	30
4. Pérdida de carga.....	32
4.1. Pérdida de carga en el Tramo 1 .....	37

4.2. Pérdida de carga en el Tramo 2 .....	39
4.3. Pérdida de carga en el Tramo 3 .....	40
4.4. Pérdida de carga en el Tramo 4 .....	42
4.5. Pérdida de carga en el Tramo 5 .....	43
5. Equipos de depuración.....	45
5.1. Elementos filtrantes del filtro de mangas .....	45
5.2. Sistema de limpieza del filtro de mangas .....	46
5.3. Parámetros del filtro de mangas .....	47
5.3.1. Numero de mangas del filtro .....	47
5.3.2. Pérdida de presión del filtro.....	48
6. Potencia de los ventiladores .....	50
6.1. Ventilador 1 y Ventilador 2.....	50
6.2. Ventilador 3 .....	50
7. Reactivo necesario.....	52
7.1. Reactivo necesario para el flúor .....	52
7.2. Reactivo necesario para el cloro .....	54
7.3. Reactivo necesario para el azufre .....	55
7.4. Cantidad de reactivo total .....	57
7.5. Capacidad del silo de reactivo .....	57
8. Corriente depurada .....	59
9. Estudio económico .....	61
9.1. Coste de la instalación.....	61
9.1.1. Conducciones y accesorios .....	61
9.1.2. Silo dispensador .....	62

9.1.3. Mangas filtrantes .....	62
9.1.4. Infraestructura del filtro de mangas .....	63
9.1.5. Equipo de limpieza de aire a presión.....	65
9.1.6. Ventiladores .....	65
9.1.7. Controladores .....	65
9.1.8. Coste anual .....	66
9.2. Costes de operación.....	67
9.2.1. Coste reactivo .....	67
9.2.2. Coste residuo.....	67
9.2.3. Coste eléctrico .....	68
9.2.4. Coste total.....	68
9.3. Coste total .....	69
10. Estudio de seguridad .....	70

## 1. Documentación de partida

### 1.1. Referencias de los hornos

Para realizar un estudio comparativo entre un horno cerámico convencional y un horno EKO se han extraído todos los parámetros facilitados por la empresa fabricante, SACMI.

En la Tabla 1.1 se recogen las características mostradas para el horno convencional, concretamente el modelo FMS 2400.

**Tabla 1.1.** Parámetros del horno FMS 2400 facilitados por el fabricante.

Características	Unidades	FMS 2400
Ancho máximo canal	mm	2.400
Ancho óptimo de carga	mm	2.260
Longitud indicativa	m.	65 – 150
Ciclos indicativos de cocción	min	30 – 120
Temperatura máx. de ejercicio	°C	1.160 – 1.250
Combustible		Gaseosos
Formato mínimo producible	mm	150 x 150
Atmósfera		Oxidante
Paso rodillo	mm	60/67,7
Diámetro rodillo	mm	45
Consumo específico gres porcelánico esmaltado/pavimento pasta blanca	kcal/Kg	465
Consumo específico pavimento en pasta roja	kcal/Kg	450
Consumo específico revestimiento monoporosa	kcal/Kg	435
Consumo específico bicocción esmaltado	kcal/Kg	365

En el caso de las características facilitadas para el horno ecológico, cuyo modelo estudiado ha sido el EKO 295 se muestran en la Tabla 1.2.

**Tabla 1.2.** Parámetros del horno EKO 295 facilitados por el fabricante.

<b>Características</b>	<b>Unidades</b>	<b>EKO 295</b>
Ancho máximo canal	mm	2.950
Ancho óptimo de carga	mm	2.710
Ciclos indicativos de cocción	min	30 – 120
Temperatura máx. de ejercicio	°C	1.160 – 1.250
Combustible		NG, LPG
Formato mínimo producible	mm	250 x 250
Atmósfera		Oxidante
Paso rodillo	mm	70
Diámetro rodillo	mm	54
Ancho rodillo	mm	3.920
Reduce la capacidad de los humos		Si
Tiene un consumo específico menos influenciado por el volumen de producción (~ 50% para máquina en stand by)		Si
Condición de presión del horno en condiciones transitorias (variación de carga)		Estable
Uniformidad de temperatura en las secciones transversales		Buena
Facilidad de conducción de la instalación		Buena
Grado de automatización		Total
Grado de innovación respecto a los hornos de rodillos tradicionales		Muy alto
Recuperación aire caliente del enfriamiento para otros empleos (secaderos, atomizadores, etc.)		Total

## 1.2. Autorización ambiental integrada

En la Tabla 1.3 se muestra la autorización ambiental integrada que obtuvo la empresa de referencia en la resolución mostrada en el Diari Oficial de la Generalitat Valenciana (DOGV) Número 6.024 del 29 de mayo de 2009.

**Tabla 1.3.** Autorización Ambiental Integrada.

Origen foco	Contaminantes	Límites	Periodicidad
Corrientes de aspiración	Partículas	30 mg/Nm <sup>3</sup>	Q<10.000 Nm <sup>3</sup> /h: Trienal 10.000 Nm <sup>3</sup> /h<Q< 30.000 Nm <sup>3</sup> /h: Biental Q>30.000 Nm <sup>3</sup> /h: Anual
Hornos	Partículas	30 mg/Nm <sup>3</sup>	Q<30.000 Nm <sup>3</sup> /h: Biental Q>30.000 Nm <sup>3</sup> /h: Anual
	NOx (expresados como NO <sub>2</sub> )	250 mg/Nm <sup>3</sup>	
	SO <sub>x</sub>	200 mg/Nm <sup>3</sup>	
	Fluoruros (expresados como HF)	10 mg/Nm <sup>3</sup>	
Secadero	Partículas	30 mg/Nm <sup>3</sup>	Q<10.000 Nm <sup>3</sup> /h: Trienal 10.000 Nm <sup>3</sup> /h<Q< 30.000 Nm <sup>3</sup> /h: Biental Q>30.000 Nm <sup>3</sup> /h: Anual
	NOx (expresados como NO <sub>2</sub> )	250 mg/Nm <sup>3</sup>	
	SO <sub>x</sub>	200 mg/Nm <sup>3</sup>	
Atomización	Partículas	30 mg/Nm <sup>3</sup>	Anual
	NOx (expresados como NO <sub>2</sub> )	250 mg/Nm <sup>3</sup>	
	SO <sub>x</sub>	200 mg/Nm <sup>3</sup>	

### 1.3. Cálculo de las concentraciones de contaminantes ácidos

Dado que la legislación vigente en materia de mediciones de contaminantes se establece en concentraciones ( $\text{mg}/\text{Nm}^3$ ) y los datos obtenidos se encuentran en factores de emisión ( $\text{g}/\text{m}^2$ ) es necesaria la aplicación de factores de conversión para comprobar el impacto medioambiental de los compuestos.

En la Tabla 1.3 se muestran las producciones anuales reales de cada horno, tanto en términos de superficie como en términos de peso.

**Tabla 1.3.** Producción anual de baldosas cerámicas en los hornos de estudio en 2016.

Horno	Tipo de baldosas	Producción ( $\text{m}^2/\text{año}$ )	Producción ( $\text{ton}/\text{año}$ )
Convencional	41x41, 50x50, 40X60, 60x60, 50x100	1.704.232	35.837
EKO	60x60, 75x75, 150x75	1.170.437	25.513

En los cálculos posteriores hay que tener en cuenta también que los datos obtenidos son del año 2016, año en el que se produjo la puesta en marcha del horno EKO cuya instalación se realizó concretamente en el mes de abril, es por ello que las horas de funcionamiento de este horno (5.160 horas) son menores que las del horno convencional (7.920 horas).

Con los datos de emisión por superficie fabricada de la Tabla 6.5 de la Memoria se han realizado los cálculos para la conversión a unidades legislativas, en las que se han de considerar las producciones reales de los hornos.

#### Fluoruro de hidrogeno:

- Horno convencional

$$1,65 \frac{\text{g HF}}{\text{m}^2} \cdot \frac{1.704.232 \text{ m}^2}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{7.920 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{12.350 \text{ Nm}^3} \cdot \frac{1.000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 28,75 \frac{\text{mg HF}}{\text{Nm}^3} \approx 29 \frac{\text{mg HF}}{\text{Nm}^3}$$

- Horno EKO

$$1,5 \frac{\text{g HF}}{\text{m}^2} \cdot \frac{1.170.437 \text{ m}^2}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{5.160 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{9.500 \text{ Nm}^3} \cdot \frac{1.000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 35,81 \frac{\text{mg HF}}{\text{Nm}^3} \approx 36 \frac{\text{mg HF}}{\text{Nm}^3}$$

#### **Cloruro de hidrogeno:**

- Horno convencional

$$1,5 \frac{\text{g HCl}}{\text{m}^2} \cdot \frac{1.704.232 \text{ m}^2}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{7.920 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{12.350 \text{ Nm}^3} \cdot \frac{1.000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 26,14 \frac{\text{mg HCl}}{\text{Nm}^3} \approx 26 \frac{\text{mg HCl}}{\text{Nm}^3}$$

- Horno EKO

$$1,35 \frac{\text{g HCl}}{\text{m}^2} \cdot \frac{1.170.437 \text{ m}^2}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{5.160 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{9.500 \text{ Nm}^3} \cdot \frac{1.000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 32,23 \frac{\text{mg HCl}}{\text{Nm}^3} \approx 32 \frac{\text{mg HCl}}{\text{Nm}^3}$$

#### **Óxidos de azufre:**

- Horno convencional

$$3,94 \frac{\text{g SO}_x}{\text{m}^2} \cdot \frac{1.704.232 \text{ m}^2}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{7.920 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{12.350 \text{ Nm}^3} \cdot \frac{1.000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 68,65 \frac{\text{mg SO}_x}{\text{Nm}^3} \approx 69 \frac{\text{mg SO}_x}{\text{Nm}^3}$$

- Horno EKO

$$3,62 \frac{\text{g SO}_x}{\text{m}^2} \cdot \frac{1.170.437 \text{ m}^2}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{5.160 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{9.500 \text{ Nm}^3} \cdot \frac{1.000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 86,43 \frac{\text{mg SO}_x}{\text{Nm}^3} \approx 86 \frac{\text{mg SO}_x}{\text{Nm}^3}$$

### **1.3.1. Corriente media a depurar**

Conociendo las concentraciones y caudales de las corrientes procedentes de los hornos se calcula el caudal total, así como la temperatura y concentraciones de contaminantes medias a tratar, para dimensionar los equipos de depuración.

Caudal total:

$$12.350 + 9.500 = 21.850 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Temperatura media:

$$\frac{(225 \cdot 12.350) + (220 \cdot 9.500)}{21.850} = 222,83^\circ\text{C} \approx 223^\circ\text{C}$$

Fluoruro de hidrogeno medio:

$$\frac{(28,75 \cdot 12350) + (35,81 \cdot 9500)}{21850} = 31,81 \frac{\text{mg HF}}{\text{Nm}^3} \approx 32 \frac{\text{mg HF}}{\text{Nm}^3}$$

Cloruro de hidrogeno medio:

$$\frac{(26,14 \cdot 12350) + (32,23 \cdot 9500)}{21850} = 28,79 \frac{\text{mg HCl}}{\text{Nm}^3} \approx 29 \frac{\text{mg HCl}}{\text{Nm}^3}$$

Óxidos de azufre medio:

$$\frac{(68,65 \cdot 12350) + (86,43 \cdot 9500)}{21850} = 76,38 \frac{\text{mg SO}_x}{\text{Nm}^3} \approx 76 \frac{\text{mg SO}_x}{\text{Nm}^3}$$

## 2. Diámetros conducciones

Para calcular los parámetros necesarios para la caracterización de la planta a construir se ha dividido la instalación en cinco tramos.

- Tramo desde el final del horno convencional a la unión de las corrientes (Tramo 1)
- Tramo desde el final del horno ecológico a la unión de las corrientes (Tramo 2)
- Tramo desde la unión de corrientes al sistema de depuración. (Tramo 3)
- Sistema de depuración.
- Tramo desde el sistema de depuración al sistema de dilución. (Tramo 4)
- Sistema de dilución.
- Tramo desde el sistema de dilución a la salida de la corriente depurada. (Tramo 5)

Para dimensionar las conducciones de la instalación se va a trabajar con los diámetros de tuberías estándar para economizar el coste. Por ello se va a calcular la velocidad de los gases en los diferentes tramos con diferentes conducciones con diámetros estándar y se elegirá la más óptima.

Los criterios de elección para la velocidad de los humos se van a regir por la aplicación del BOE-A-1980-23974 en la que se limita la velocidad máxima de circulación de los gases a 30 m/s. Para evitar el acercamiento a estos valores en situaciones atípicas se va a tratar de trabajar en velocidades próximas a la mitad del valor límite, es decir, 15 m/s. Valores próximos a esta mitad del valor límite son normalmente los utilizados también por razones económicas, ya que se ahorran costes de trabajo.

El cálculo de la velocidad de circulación se realiza mediante la Ecuación 2.1.

$$v = \frac{Q_R}{A} \quad \text{(Ecuación 2.1)}$$

Dónde:

- $Q_R$ : Caudal real de gas ( $m^3/s$ )
- $A$ : Área de la conducción (m)

El área de una conducción cilíndrica, como son en este caso las tuberías, se recoge en la Ecuación 2.2.

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \quad \text{(Ecuación 2.2)}$$

Dónde:

- $D_i$ : Diámetro interno de la conducción (m)

La combinación de las Ecuaciones 2.1 y 2.2 da como resultado la Ecuación 2.3 utilizada para el cálculo de la velocidad.

$$v = \frac{4 \cdot Q_R}{\pi \cdot D_i^2} \quad \text{(Ecuación 2.3)}$$

Dado que el caudal que se necesita para resolver la Ecuación 2.3 es en condiciones reales y se tiene en condiciones normales, en la Ecuación 2.4 se muestra la conversión que se debe realizar.

$$Q_R = Q_N \cdot \frac{T_N}{T_R} \quad \text{(Ecuación 2.4)}$$

Dónde:

- $Q_N$ : Caudal normal de gas ( $Nm^3/s$ )
- $T_R$ : Temperatura real de los gases ( $^{\circ}C$ )
- $T_N$ : Temperatura normal de los gases ( $^{\circ}C$ )

Es necesario tener en cuenta que las corrientes de gases se han de diluir para conseguir una temperatura de trabajo adecuada. Es por ello que hay que calcular mediante el balance de energía mostrado en la Ecuación 2.5 el caudal de aire de dilución necesario y ver si se pueden mantener las mismas conducciones o no.

$$Q_h \cdot C_{ph} \cdot \rho_h \cdot T_h + Q_d \cdot C_{pd} \cdot \rho_d \cdot T_d = Q_t \cdot C_{pt} \cdot \rho_t \cdot T_f \quad \text{(Ecuación 2.5)}$$

Dónde:

- $Q_d$ : Caudal de dilución ( $m^3/s$ )
- $T_d$ : Temperatura de dilución ( $^{\circ}C$ )
- $C_{pd}$ : Calor específico del aire ( $kJ/kg \cdot ^{\circ}C$ )
- $\rho_d$ : Densidad del aire ( $kg/m^3$ )
- $Q_h$ : Caudal real de gases ( $m^3/s$ )
- $T_h$ : Temperatura real de los gases ( $^{\circ}C$ )
- $C_{ph}$ : Calor específico del gas ( $kJ/kg \cdot ^{\circ}C$ )
- $\rho_h$ : Densidad del gas ( $kg/m^3$ )
- $Q_t$ : Caudal total ( $m^3/s$ )
- $T_f$ : Temperatura final ( $^{\circ}C$ )
- $C_{pt}$ : Calor específico total ( $kJ/kg \cdot ^{\circ}C$ )
- $\rho_t$ : Densidad total ( $kg/m^3$ )

El caudal total es la suma de ambos caudales, el de dilución y el de los gases del horno, por lo que al sustituirlo se obtiene la Ecuación 2.6.

$$Q_h \cdot C_{ph} \cdot \rho_h \cdot T_h + Q_d \cdot C_{pd} \cdot \rho_d \cdot T_d = (Q_h \cdot C_{ph} \cdot \rho_h + Q_d \cdot C_{pd} \cdot \rho_d) \cdot T_f \quad \text{(Ecuación 2.6)}$$

Al añadir el caudal de dilución la densidad de la corriente resultante varía ligeramente de la anterior, por lo que se ha de recalcular mediante el balance de materia mostrado en la Ecuación 2.7.

$$Q_h \cdot \rho_h + Q_d \cdot \rho_d = Q_t \cdot \rho_t \quad \text{(Ecuación 2.7)}$$

Según la norma UNE-EN 13384-1:2016, el calor específico de los humos (en  $J/kg \cdot K$ ) de una chimenea se puede calcular con la Ecuación 2.8

$$C_p = 1074 + 0,166 \cdot T_{hm} - 1,548 \cdot 10^{-4} \cdot T_{hm}^2 \quad \text{(Ecuación 2.8)}$$

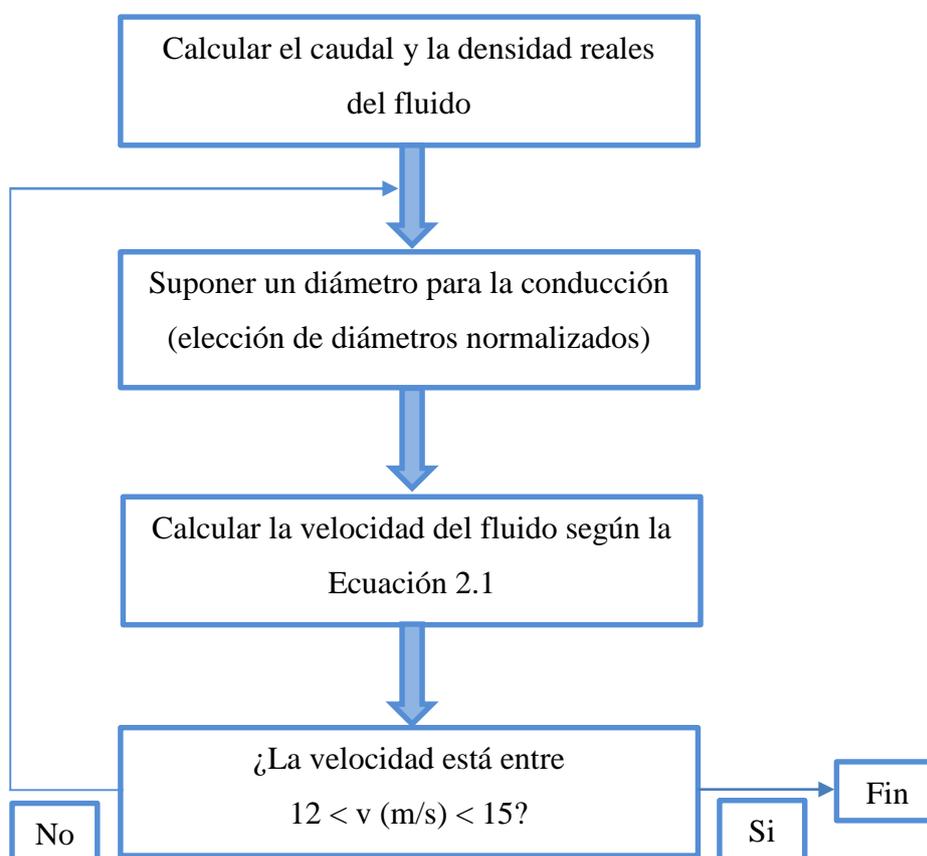
Donde  $T_{hm}$  es la temperatura media de los humos de la chimenea en  $^{\circ}C$ .

En la Tabla 2.1 se recogen las propiedades necesarias del aire a una atmósfera de presión según su temperatura.

**Tabla 2.1.** Propiedades del aire a presión atmosférica.

T (°C)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	C <sub>p</sub> (J/kg·K)
18	1,204	1.007
30	1,164	1.007

En la Figura 2.1 se muestra el diagrama de cálculo que se ha de aplicar para fijar el diámetro de las conducciones a instalar en el sistema de depuración diseñado.



**Figura 2.1.** Diagrama de cálculo de las conducciones a instalar.

## 2.1. Conducción Tramo 1

Teniendo en cuenta que la temperatura de la corriente gaseosa a la salida del horno convencional y su paso por la Dilución 1 es de 217°C y que a la entrada del sistema de filtración se requiere una temperatura próxima a los 190°C. Se va a considerar una temperatura de 195°C tras el ventilador para subsanar la pérdida de calor en los tramos posteriores.

Antes de calcular el caudal de dilución es necesario conocer el calor específico de la corriente de humos mediante la Ecuación 2.8.

$$C_p = 1074 + 0,166 \cdot 217 - 1,548 \cdot 10^{-4} \cdot 217^2 = 1102,73 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$$

Considerando las condiciones de la temperatura ambiente dentro de la planta industrial para la dilución, 30°C, y la temperatura de trabajo que se quiere obtener, se calcula mediante la Ecuación 2.6 el caudal de dilución necesario.

$$6,26 \cdot 1102,73 \cdot 0,692 \cdot 217 + Q_d \cdot 1007 \cdot 1,164 \cdot 30 = (6,26 \cdot 1102,73 \cdot 0,692 + Q_d \cdot 1007 \cdot 1,164) \cdot 195$$

$$Q_d = 0,545 \text{ m}^3/\text{s}$$

El caudal de dilución necesario para bajar la temperatura de los humos del horno convencional a la temperatura de trabajo es de 0,545 m<sup>3</sup>/s. Por lo tanto, en este tramo el caudal total de circulación, suma del de dilución y el de humos, es de 6,805 m<sup>3</sup>/s.

Por su parte, la densidad de la nueva corriente se obtiene mediante la Ecuación 2.7.

$$6,26 \cdot 0,692 + 0,545 \cdot 1,164 = 6,805 \cdot \rho_t$$

$$\rho_t = 0,730 \text{ kg/m}^3$$

Conocidos los diámetros estándar de las conducciones y aplicando la Ecuación 2.3 se obtiene la Tabla 2.2, donde se muestran las velocidades de los gases que se obtendrían en cada tamaño de las conducciones estándar.

**Tabla 2.2.** Velocidades obtenidas con las diferentes conducciones estándar en el Tramo 1.

<b>Diámetros de conducciones estándar</b>		
<b>D<sub>e</sub> (m)</b>	<b>D<sub>i</sub> (m)</b>	<b>v (m/s)</b>
0,424	0,360	66,85
0,483	0,419	49,35
0,603	0,531	30,73
0,761	0,689	18,25
0,889	0,809	13,24
1,143	1,053	7,81

Con el criterio mostrado en el diagrama de la Figura 2.1, se ha decidido que la opción idónea en este caso es la de diámetro interno 0,809 metros.

El Tramo de la Disolución 1 al ser una adhesión al Tramo 1 tendría un diámetro igual al de dicho tramo

## 2.2. Conducción Tramo 2

Al igual que en el Tramo 1, se ha de tener en cuenta que la temperatura de la corriente gaseosa a la salida del horno EKO y llegar a la Dilución 2 es de 211°C y que a la entrada del sistema de filtración se requiere una temperatura próxima a los 190°C. Se va a considerar una temperatura de 195°C tras el ventilador para subsanar la pérdida de calor en los tramos posteriores.

Con la Ecuación 2.8 se calcula el calor específico de los humos de la chimenea según la norma UNE-EN 13384-1:2016.

$$C_p = 1.074 + 0,166 \cdot 212 - 1,548 \cdot 10^{-4} \cdot 212^2 = 1.102,19 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$$

Considerando las condiciones de la temperatura ambiente dentro de la planta industrial para la dilución, 30°C, y la temperatura de trabajo que se quiere obtener, se calcula mediante la Ecuación 2.6 el caudal de dilución necesario.

$$4,77 \cdot 1.102,19 \cdot 0,679 \cdot 212 + Q_d \cdot 1.007 \cdot 1,164 \cdot 30 = (4,77 \cdot 1.102,19 \cdot 0,679 + Q_d \cdot 1.007 \cdot 1,164) \cdot 195$$

$$Q_d = 0,306 \text{ m}^3/\text{s}$$

El caudal de dilución necesario para bajar la temperatura de los humos del horno convencional a la temperatura de trabajo es de 0,306 m<sup>3</sup>/s. Por lo tanto, en este tramo el caudal total de circulación, suma del de dilución y el de humos, es de 5,076 m<sup>3</sup>/s.

La densidad de la corriente resultante se obtiene mediante la Ecuación 2.7.

$$4,77 \cdot 0,679 + 0,306 \cdot 1,164 = 5,076 \cdot \rho_t$$

$$\rho_t = 0,708 \text{ kg/m}^3$$

En la Tabla 2.3 se muestran las velocidades de los gases que se obtendrían en cada tamaño de las conducciones estándar, al aplicar la Ecuación 2.3.

**Tabla 2.3.** Velocidades obtenidas con las diferentes conducciones estándar en el Tramo 2.

Diámetros de conducciones estándar		
D <sub>e</sub> (m)	D <sub>i</sub> (m)	v (m/s)
0,424	0,360	49,87
0,483	0,419	36,81
0,603	0,531	22,92
0,761	0,689	13,61
0,889	0,809	9,87
1,143	1,053	5,83

Con el criterio mostrado en el diagrama de la Figura 2.1, se ha decidido que la opción idónea en este caso es la de diámetro interno 0,689 metros.

El Tramo de la Disolución 2 al ser una adhesión al Tramo 2 tendría un diámetro igual al de dicho tramo

### 2.3. Conducción Tramo 3 y 4

En el Tramo 3, unión de los Tramos 1 y 2 el caudal real a circular será la suma de ambos, es decir, 11.89 m<sup>3</sup>/s.

Con la Ecuación 2.7 se calcula la densidad de la mezcla de ambas corrientes.

$$6,81 \cdot 0,73 + 5,08 \cdot 0,708 = 11,89 \cdot \rho_t$$

$$\rho_t = 0,721 \text{ kg/m}^3$$

En la Tabla 2.4 se muestran las hipotéticas velocidades alcanzadas en cada caso según el diámetro de conducción utilizado.

**Tabla 2.4.** Velocidades obtenidas con las diferentes conducciones estándar en el Tramo 3.

Diámetros de conducciones estándar		
D <sub>e</sub> (m)	D <sub>i</sub> (m)	v (m/s)
0,483	0,419	86,17
0,603	0,531	53,65
0,761	0,689	31,87
0,889	0,809	23,11
1,143	1,053	13,64
1,397	1,297	9,00

Rigiéndose al criterio seleccionado, en los Tramo 3 y 4, por el cual circulará la misma cantidad de caudal, se empleará una tubería estándar de 1,053 metros de diámetro interno.

El Tramo de emergencia al ser una bifurcación del Tramo 3 tendría un diámetro igual al de dicho tramo.

## 2.4. Conducción Tramo 5

Teniendo en cuenta que la temperatura de la corriente gaseosa a la llega al finalizar el Tramo 4 y llegar al ventilador es de 181°C y que la temperatura que se desea para la expulsión de los gases es de 160°C, para que no condensen las partículas que restan en la corriente y afecte lo menos posible al aumento de temperatura del medio.

Previo al cálculo el caudal de dilución es necesario conocer el calor específico de la corriente de humos mediante la Ecuación 2.8.

$$C_p = 1.074 + 0,166 \cdot 181 - 1,548 \cdot 10^{-4} \cdot 181^2 = 1.098,97 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$$

Considerando la temperatura media ambiente anual de la zona, 18°C, la temperatura de trabajo que se quiere obtener y las condiciones de densidad y calor específico de cada corriente, se calcula mediante la Ecuación 2.6 el caudal de dilución necesario.

$$11,89 \cdot 1.098,97 \cdot 0,721 \cdot 181 + Q_d \cdot 1.007 \cdot 1,204 \cdot 18 = (11,89 \cdot 1.098,97 \cdot 0,721 + Q_d \cdot 1.007 \cdot 1,204) \cdot 160$$

$$Q_d = 1,15 \text{ m}^3/\text{s}$$

El caudal de dilución necesario para bajar la temperatura de la corriente gaseosa a 160°C es de 1,15 m<sup>3</sup>/s. Por lo tanto, en este último tramo de la instalación el caudal total de circulación, suma del de dilución y la corriente depurada, es de 13,04 m<sup>3</sup>/s.

Con la Ecuación 2.7 se obtiene la densidad de la corriente tras la dilución.

$$11,89 \cdot 0,721 + 1,15 \cdot 1,204 = 12,71 \cdot \rho_t$$

$$\rho_t = 0,783 \text{ kg/m}^3$$

En la Tabla 2.5 se muestran las velocidades que se alcanzarían en cada caso según el diámetro de conducción utilizado.

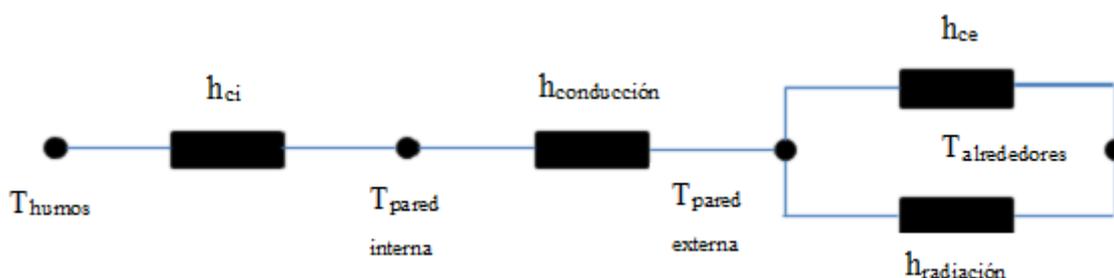
**Tabla 2.5.** Velocidades obtenidas con las diferentes conducciones estándar en el Tramo 5.

<b>Diámetros de conducciones estándar</b>		
<b>D<sub>e</sub> (m)</b>	<b>D<sub>i</sub> (m)</b>	<b>v (m/s)</b>
0,483	0,419	94,57
0,603	0,531	58,88
0,761	0,689	34,97
0,889	0,809	25,37
1,143	1,053	14,97
1,397	1,297	9,87

Basándose en el criterio seleccionado y mostrado en la Figura 2.1, de que la velocidad de la corriente se ha de situar entre 12 y 15 m/s, en el Tramo 5, al igual que en el Tramo 3 y Tramo 4, se utilizará una tubería normalizada de 1,053 metros de diámetro interno.

### 3. Pérdidas de calor

Antes de expulsar los humos por la chimenea han de estar correctamente mezclados y a una temperatura adecuada. Para ello se ha de calcular el caudal de aire necesario para la dilución, cuyo cálculo pasa por la obtención del flujo de calor del sistema. Para la obtención del flujo de calor que intercambia la corriente tratada con los alrededores conviene un buen entendimiento de todos los procesos de intercambio de calor presentes. En la Figura 3.1 se esquematiza de manera global el sistema de intercambio de calor para facilitar su estudio.



**Figura 3.1.** Esquema de la transmisión de calor de la corriente de gases a depurar con los alrededores.

A continuación, se exponen todas las ecuaciones empleadas en el cálculo de la transmisión de calor, empezando por las globales hasta las específicas para el cálculo del coeficiente en cada mecanismo de la transmisión. Todas estas ecuaciones y coeficientes han sido extraídas del PERRY, manual del ingeniero químico (Edición 1998).

Primeramente, para el cálculo del flujo de calor se ha empleado la Ecuación 3.1 para cada uno de los tramos.

$$q = U \cdot A \cdot (T_0 - T_a) \quad \text{(Ecuación 3.1)}$$

Dónde:

- $q$ : Flujo de calor (W)
- $U$ : Coeficiente global de transferencia de calor ( $W/(m^2 \cdot K)$ )
- $A$ : Área de la conducción ( $m^2$ ); en las secciones cilíndricas que se están utilizando el área de transmisión de calor es el área lateral del cilindro.

- $T_0$ : Temperatura media de entrada al tramo (K)
- $T_a$ : Temperatura media del aire ambiente (K)

Seguidamente con la Ecuación 3.2 se calcula la temperatura de salida de los gases en cada tramo.

$$q = Q_N \cdot \rho_N \cdot C_p \cdot (T_0 - T_s) \quad \text{(Ecuación 3.2)}$$

Dónde:

- $Q_N$ : Caudal normal de gas ( $\text{Nm}^3/\text{s}$ )
- $\rho_N$ : Densidad normal del fluido ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
- $C_p$ : Calor específico del gas ( $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$ )
- $T_0$ : Temperatura media de entrada al tramo (K)
- $T_s$ : Temperatura media de salida del tramo (K)

El uso de esta ecuación debe hacerse con el caudal y densidad medidos en condiciones normales, es decir, refiriendo las mediciones a la temperatura de 273 K y la presión a 1 atm.

En el caso de la Ecuación 3.1, está presente el coeficiente global de transferencia de calor, el cual se ha de calcular previamente mediante la Ecuación 3.3, derivada de la ecuación general de coeficiente global de transferencia de calor referido al área externa.

$$U_e = \frac{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_e}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_i \cdot h_{ci}} + \frac{\ln\left(\frac{r_e}{r_i}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_i} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot r_e \cdot (h_{ce} + h_{rad})}} \quad \text{(Ecuación 3.3)}$$

Dónde:

- $U_e$ : Coeficiente global de transferencia de calor referido al área externa ( $\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ )
- $r_e$ : Radio exterior (m)
- $r_i$ : Radio interior (m)
- $h_{ci}$ : Coeficiente individual de transmisión de calor por convección en el interior ( $\text{W}/(\text{m}^2\cdot\text{K})$ )
- $k_i$ : Conductividad térmica del material en cada capa ( $\text{W}/(\text{m}\cdot\text{K})$ )

- $h_{ce}$ : Coeficiente individual de transmisión de calor por convección en el exterior ( $W/(m^2 \cdot K)$ )
- $h_{rad}$ : Coeficiente individual de transmisión de calor radiación ( $W/(m^2 \cdot K)$ )

El coeficiente individual de convección en el interior de la conducción necesario para el coeficiente global de transferencia de calor se calcula con la Ecuación 3.4 (PERRY, manual del ingeniero químico, Edición 1998) mostrada a continuación. Esta ecuación dimensional es válida para gases a presiones y temperaturas ordinarias en convección forzada con régimen turbulento y basadas en un  $Pr = 0,78$  y viscosidad de  $1,75 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m}\cdot\text{s}$ , condiciones muy similares a las de la corriente de estudio.

$$h_{ci} = 3,04 \cdot 10^{-3} \cdot C_p^{0,8} \cdot \frac{v^{0,8}}{D_i^{0,2}} \quad \text{(Ecuación 3.4)}$$

Dónde:

- $C_p$ : Calor específico del gas ( $kJ/(kg \cdot K)$ )
- $v$ : Velocidad del fluido ( $m/s$ )
- $D_i$ : Diámetro interior ( $m$ )

El coeficiente individual de convección exterior de la conducción, se obtiene mediante la Ecuación 3.5 (PERRY, manual del ingeniero químico, Edición 1998). Esta ecuación dimensional, de convección natural, es aplicable simplificando la ecuación general cuando el fluido del medio es aire, agua o un líquido orgánico. En este caso, el medio que rodea este sistema de depuración es aire, por lo que es aplicable.

$$h_{ce} = b \cdot \Delta T^m \cdot L^{4m-1} \quad \text{(Ecuación 3.5)}$$

Dónde:

- $b$ : Coeficiente de proporcionalidad del aire (en el rango de las temperaturas de trabajo para cilindros horizontales  $b = 1,32 \text{ W}/(m^2 \cdot K^{1,25})$ )
- $\Delta T$ : Diferencia de temperatura entre la pared y el aire exteriores ( $K$ )
- $L$ : Longitud del tramo ( $m$ )

- m: relación numérica experimental (en el rango de las temperaturas de trabajo para cilindros horizontales  $m = \frac{1}{4}$ , por lo que hace 1 el término de longitud)

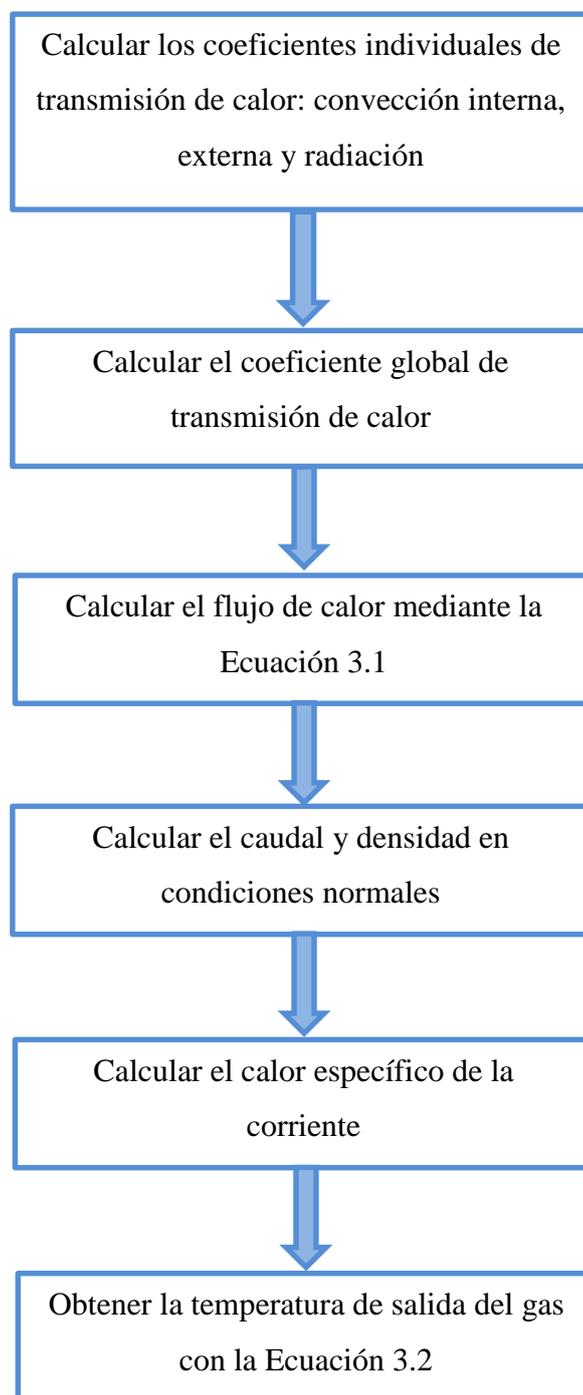
Por último, el coeficiente individual de transmisión de calor por radiación se obtiene mediante la Ecuación 3.6. En la simplificación de esta ecuación se ha tenido en cuenta que las conducciones emisoras de calor están completamente rodeadas por la superficie con la que intercambia calor por radiación y que esta superficie es mucho más grande que el área de las conducciones, como es normal al trabajar en una nave industrial y en el exterior. Como el material de las conducciones, acero al carbono, no es un cuerpo negro si no se trata como un cuerpo gris, por lo que se ha de tener en cuenta la emisividad del material, que tras consultar diversas tablas de emisividad térmica se ha fijado en 0,3.

$$h_{\text{rad}} = \frac{\sigma \cdot \varepsilon \cdot (T_p^4 - T_a^4)}{(T_p - T_a)} \quad \text{(Ecuación 3.6)}$$

Dónde:

- $\sigma$ : Constante de Stefan-Boltzman:  $5,67 \cdot 10^{-8} \text{ (W/(m}^2 \cdot \text{K}^4 \text{))}$
- $\varepsilon$ : Emisividad
- $T_p$ : Temperatura de la pared (K)
- $T_a$ : Temperatura del aire ambiente (K)

En la Figura 3.2 se muestra el diagrama de cálculo que se ha de seguir para determinar la temperatura de la corriente gaseosa a la salida de cada uno de los tramos en los que se ha dividido el sistema.



**Figura 3.2.** Diagrama de cálculo de las temperaturas del gas al final de cada tramo.

### 3.1. Temperatura salida Tramo 1

Para conocer exactamente la temperatura con la que la corriente entra al reactor, se ha de determinar primero el calor que se pierde en los Tramos 1, 2 y 3. Empezando por el Tramo 1, a través de la Ecuación 3.4 se calcula el coeficiente individual de convección en el interior de la tubería. En este caso el calor específico ya ha sido calculado anteriormente en el apartado 2.2 de los Anexos,

$$h_{ci} = 3,04 \cdot 10^{-3} \cdot 1102,73 \cdot \frac{13,24^{0,8}}{0,809^{0,2}} = 27,62 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Sabiendo la temperatura a la que se encuentra la pared de la conducción y la temperatura del aire ambiente, con la Ecuación 3.5 se calcula el coeficiente de convección en el exterior.

$$h_{ce} = 1,32 \cdot \sqrt[4]{125} = 4,41 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Por último, el coeficiente de transmisión de calor por radiación se obtiene con Ecuación 3.6.

$$h_{rad} = \frac{5,67 \cdot 10^{-8} \cdot 0,3 \cdot (428^4 - 303^4)}{(428 - 303)} = 3,42 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

El coeficiente global de transmisión de calor se obtiene mediante la Ecuación 3.3.

$$U_e = \frac{1}{\frac{2 \cdot \pi \cdot 0,4445}{\ln\left(\frac{0,4445}{0,4045}\right)} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,4045 \cdot 27,62} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,4445 \cdot (4,41 + 3,42)}} = 5,94 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

La Ecuación 3.1 permite el cálculo del flujo de calor.

$$q = 5,94 \cdot (\pi \cdot 0,889 \cdot 15,5) \cdot (195 - 30) = 40.461,02 \text{ W}$$

Se han de convertir las condiciones reales del proceso que se estaban empleando en condiciones normales para llevar a cabo los cálculos, empleando la Ecuación 2.4.

$$\rho_N = \rho_R \cdot \frac{T_R}{T_N} = 0,730 \cdot \frac{468}{273} = 1,251 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_N = Q_R \cdot \frac{T_N}{T_R} = 6,805 \cdot \frac{273}{468} = 3,97 \text{ m}^3/\text{s}$$

Despejando de la Ecuación 3.2 la temperatura de salida del gas se puede conocer la pérdida de calor en dicho tramo.

$$T_s = T_0 - \frac{q}{Q_N \cdot \rho_N \cdot C_p} = 195 - \frac{40.461,02}{3,97 \cdot 1,251 \cdot 1.102,73} = 187,52 \text{ °C} \approx 188 \text{ °C}$$

### 3.2. Temperatura salida Tramo 2

Tras la obtención de la temperatura al final del Tramo 1, se siguen los mismos pasos para conseguir esta temperatura final en el Tramo 2. Empezando nuevamente por la Ecuación 3.4 para calcular el coeficiente de transmisión de calor interno.

$$h_{ci} = 3,04 \cdot 10^{-3} \cdot 1.102,19 \cdot \frac{13,61^{0,8}}{0,689^{0,2}} = 29,15 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Seguidamente con la Ecuación 3.5 se averigua el de coeficiente individual de transmisión de calor en el exterior de la tubería.

$$h_{ce} = 1,32 \cdot \sqrt[4]{125} = 4,41 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Mientras que con Ecuación 3.6 se calcula el coeficiente individual de transmisión de calor por radiación.

$$h_{rad} = \frac{5,67 \cdot 10^{-8} \cdot 0,3 \cdot (428^4 - 303^4)}{(428 - 303)} = 3,42 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Con los coeficientes individuales se puede obtener el coeficiente global mediante la Ecuación 3.3.

$$U_e = \frac{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,3805}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,3445 \cdot 29,15} + \frac{\ln\left(\frac{0,3805}{0,3445}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 52,5} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,3805 \cdot (4,41 + 3,42)}} = 6,01 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

El flujo de calor se calcula con la aplicación de la Ecuación 3.1.

$$q = 6,01 \cdot (\pi \cdot 0,761 \cdot 15,5) \cdot (195 - 30) = 36.747,23 \text{ W}$$

Transformando, con la Ecuación 2.4, las condiciones de la densidad y el caudal necesarias para cálculos posteriores.

$$\rho_N = \rho_R \cdot \frac{T_R}{T_N} = 0,708 \cdot \frac{468}{273} = 1,214 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_R = Q_N \cdot \frac{T_N}{T_R} = 5,076 \cdot \frac{273}{468} = 2,96 \text{ m}^3/\text{s}$$

Para finalizar, la resolución de la Ecuación 3.2 proporciona la información sobre la temperatura en salida del tramo que se buscaba.

$$T_s = T_0 - \frac{q}{Q_N \cdot \rho_N \cdot C_p} = 195 - \frac{36.747,23}{2,96 \cdot 1,214 \cdot 1.102,19} = 186,5 \text{ }^\circ\text{C} \approx 187^\circ\text{C}$$

### 3.3. Temperatura salida Tramo 3

Ante la unión de dos corrientes gaseosas, del Tramo 1 y 2, en una corriente única, la corriente del Tramo 3, se ha de calcular la temperatura que alcanza esta nueva corriente. Para ello se ha de emplear la Ecuación 2.6 que permite el cálculo de la temperatura mediante un balance de energía.

$$T_5 = \frac{3,97 \cdot 1.102,73 \cdot 1,251 \cdot 188 + 2,96 \cdot 1.102,19 \cdot 1,214 \cdot 187}{(3,97 \cdot 1.102,73 \cdot 1,251 + 2,96 \cdot 1.102,19 \cdot 1,214)} = 187,58^\circ\text{C} \approx 188^\circ\text{C}$$

Conociendo esta temperatura se pueden calcular los coeficientes individuales, empezando por el de convección en el interior mediante la Ecuación 3.4. Pero primero se necesita calcular el calor específico de la corriente mediante la Ecuación 2.8.

$$C_p = 1,074 + 0,166 \cdot 186,87 - 1,548 \cdot 10^{-4} \cdot 186,87^2 = 1,099,61 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$$

Con este valor se puede aplicar ya la Ecuación 3.4.

$$h_{ci} = 3,04 \cdot 10^{-3} \cdot 1,099,61 \cdot \frac{13,64^{0,8}}{1,053^{0,2}} = 26,77 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

Con la Ecuación 3.5 y la temperatura de la pared de la conducción y ambiente se obtiene el de coeficiente individual de transmisión de calor por convección en el exterior de la conducción.

$$h_{ce} = 1,32 \cdot \sqrt[4]{1117} = 4,34 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

Mientras el coeficiente individual de transmisión de calor por radiación se consigue con la Ecuación 3.6.

$$h_{\text{rad}} = \frac{5,67 \cdot 10^{-8} \cdot 0,3 \cdot (420^4 - 303^4)}{(420 - 303)} = 3,3 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

La Ecuación 3.3 permite el cálculo del coeficiente global de transmisión de calor en el exterior de la tubería.

$$U_e = \frac{1}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,5715} + \frac{\ln\left(\frac{0,5715}{0,5265}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 0,5265 \cdot 26,77} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,5715 \cdot (4,34 + 3,3)}} = 5,8 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

El flujo de calor que se ha perdido en este tramo de la instalación se obtiene por la Ecuación 3.1.

$$q = 5,8 \cdot (\pi \cdot 1,143 \cdot 5) \cdot (188 - 30) = 16.453,23 \text{ W}$$

Aplicando la Ecuación 2.4 para conseguir las condiciones normales de operación requeridas.

$$\rho_N = \rho_R \cdot \frac{T_R}{T_N} = 0,721 \cdot \frac{461}{273} = 1,218 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_R = Q_N \cdot \frac{T_N}{T_R} = 11,89 \cdot \frac{273}{461} = 7,04 \text{ m}^3/\text{s}$$

Por último, la Ecuación 3.1 despejada de manera que se pueda calcular la temperatura de salida del tramo, permite conocer esa variable deseada.

$$T_s = T_0 - \frac{q}{Q_N \cdot \rho_N \cdot C_p} = 188 - \frac{16.453,23}{7,04 \cdot 1,218 \cdot 1099,61} = 186,26 \text{ }^\circ\text{C} \approx 186^\circ\text{C}$$

### 3.4. Temperatura salida del sistema de depuración

El cálculo de la temperatura de la corriente a la salida del filtro requiere unos procedimientos un tanto distintos debido a la complejidad del equipo, el cual se encuentra calorifugado. Primero, se ha de calcular el flujo de calor que se pierde en el sistema como

suma del calor perdido por radiación y el calor perdido por convección. Sustituyendo ambos calores la ecuación que se obtiene para el cálculo es la Ecuación 3.7.

$$q/A = b \cdot (T_p - T_a)^{1,25} \cdot L^{4m-1} + \sigma \cdot \varepsilon \left( (T_p)^4 - (T_a)^4 \right) \quad \text{(Ecuación 3.7)}$$

Dónde:

- b: Coeficiente de proporcionalidad del aire (en el rango de las temperaturas de trabajo para paredes verticales  $b = 1,37 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^{1,25})$  mientras en las paredes horizontales es de  $b = 1,86 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^{1,25})$ )
- m: relación numérica experimental (en el rango de las temperaturas de trabajo para paredes verticales  $m = 1/4$ , por lo que hace 1 el término de longitud)

El coeficiente de proporcionalidad y la relación numérica utilizadas en la Ecuación 3.7, han sido extraídas del PERRY, manual del ingeniero químico, donde están tabuladas dichas constantes según la forma geométrica de la superficie transmisora de calor, la relación entre el módulo de Prandtl y Grashof y la temperatura de trabajo.

### 3.4.1. Paredes laterales

Dado que todas las paredes laterales del filtro de mangas tienen la misma área debido a su geometría cuadrangular, se va a calcular la pérdida de calor en una de ellas y posteriormente se multiplicará por el número de paredes presentes.

Aplicando la Ecuación 3.7 se calcula el flujo de calor desprendido en las paredes del filtro, donde se ha de tener en cuenta que la constante de convección que depende del tipo de pared, se escoge para paredes verticales. A pesar de que la parte final del filtro de mangas no es vertical si no que está ligeramente inclinada se considera vertical ya que la diferencia es mínima. Las paredes son de acero al carbón calorifugadas con una fina capa de lana de roca, lo que supone que la emisividad que se ha tomado sea de 0,6 a partir de datos bibliográficos consultados.

$$q/A = 1,37 \cdot (330 - 291)^{1,25} + 5,67 \cdot 10^{-8} \cdot 0,6 \cdot (330^4 - 291^4) = 293,02 \text{ W}/\text{m}^2$$

Despejando el área se puede conocer las pérdidas de calor ocasionadas en este tramo. Como se definió anteriormente las paredes del filtro tienen una altura de 4 metros y una longitud de 3 metros.

$$A_{\text{pared}} = 3 \times 4 = 12 \text{ m}$$

Por otra parte, el trapecio inclinado de la parte final que se ha considerado vertical tiene una base mayor de 3 metros y una base menor de 20 centímetros alcanzando una altura de 1,5 metros.

$$A_{\text{trapecio}} = h \cdot \frac{B \cdot b}{2} = 1,5 \cdot \frac{3 + 0,2}{2} = 2,4 \text{ m}$$

El área lateral total, suma de la pared más el trapecio, es de 14,4 metros cuadrados. Con esto ya se puede conocer las pérdidas de calor.

$$q = 293,02 \cdot 14,4 = 4219,47 \text{ W}$$

Para saber el calor perdido a lo largo de las 4 paredes laterales del filtro de mangas se multiplica por cuatro el perdido para una.

$$q = 4219,47 \times 4 = 16877,88 \text{ W}$$

### 3.4.2. Techo

En el caso de la parte superior del filtro de mangas, el coeficiente de convección es ligeramente mayor que en las paredes, concretamente 1,86, ya que se trata de una superficie horizontal. Conocido este dato, se aplica la Ecuación 2.7 para conocer el flujo de calor

$$q/A = 1,86 \cdot (330 - 291)^{1,25} + 5,67 \cdot 10^{-8} \cdot 0,6 \cdot (330^4 - 291^4) = 340,77 \text{ W/m}^2$$

Despejando el área se puede conocer las pérdidas de calor ocasionadas en este tramo. Como se definió anteriormente las paredes del filtro tienen una altura de 4 metros y una longitud de 3 metros.

$$A_{\text{pared}} = 3 \times 3 = 9 \text{ m}^2$$

El área lateral total, suma de la pared más el trapecio, es de 14,4 metros cuadrados. Con esto ya se puede conocer las pérdidas de calor.

$$q = 340,77 \cdot 9 = 3066,47 \text{ W}$$

### 3.4.3. Pérdidas de calor totales del filtro de mangas

La suma de las pérdidas de calor en las paredes laterales y el techo dan como resultado las pérdidas de calor totales del sistema de depuración.

$$q_T = 16877,88 + 3066,47 = 19944,35 \text{ W}$$

Una vez obtenidas las pérdidas de calor en el filtro de mangas se calcular los parámetros restantes necesarios para determinar la temperatura. Primeramente, aplicando la Ecuación 2.4 se consiguen las condiciones normales de operación requeridas en las operaciones.

$$\rho_N = \rho_R \cdot \frac{T_R}{T_N} = 0,721 \cdot \frac{459}{273} = 1,212 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_R = Q_N \cdot \frac{T_N}{T_R} = 11,89 \cdot \frac{273}{459} = 7,07 \text{ m}^3/\text{s}$$

La Ecuación 2.8 permite el cálculo el calor específico de la corriente.

$$C_p = 1074 + 0,166 \cdot 186 - 1,548 \cdot 10^{-4} \cdot 186^2 = 1099,52 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$$

Mientras la Ecuación 3.2 despejada de manera que se pueda calcular la temperatura de salida del tramo, permite conocer dicha variable.

$$T_s = T_0 - \frac{q_T}{Q_N \cdot \rho_N \cdot C_p} = 186 - \frac{19944,35}{7,07 \cdot 1,212 \cdot 1099,52} = 183,46^\circ\text{C} \approx 183^\circ\text{C}$$

### 3.5. Temperatura salida Tramo 4

Tras atravesar el filtro de mangas la corriente gaseosa, ésta va a ser expulsada al exterior, aunque previamente se realizará una dilución para adecuar la temperatura se salida. En este camino hacia el Ventilador 3 se han de calcular las pérdidas de calor sufridas, empezando por el coeficiente individual de transferencia de calor interno utilizando la Ecuación 3.4.

$$h_{ci} = 3,04 \cdot 10^{-3} \cdot 1.099,19 \cdot \frac{11,89^{0,8}}{1,053^{0,2}} = 23,97 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

A continuación, con la Ecuación 3.5 se extrae el de coeficiente individual de transmisión de calor en el exterior.

$$h_{ce} = 1,32 \cdot \sqrt[4]{107} = 4,25 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Seguidamente, con Ecuación 3.6 se calcula el coeficiente individual de transmisión de calor por radiación.

$$h_{rad} = \frac{5,67 \cdot 10^{-8} \cdot 0,3 \cdot (398^4 - 291^4)}{(398 - 291)} = 2,85 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Con la Ecuación 3.3 y conocidos todos los coeficientes individuales se calcula el global.

$$U_e = \frac{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,5715}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,5265 \cdot 23,97} + \frac{\ln\left(\frac{0,5715}{0,5265}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 52,5} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,5715 \cdot (4,25 + 2,85)}} = 5,34 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

El flujo de calor perdido en este tramo se obtiene por la Ecuación 3.1.

$$q = 5,43 \cdot (\pi \cdot 1,143 \cdot 8) \cdot (177 - 18) = 24.801,79 \text{ W}$$

Considerando las condiciones normales en las que se han de poner el caudal y la densidad de la corriente.

$$\rho_N = \rho_R \cdot \frac{T_R}{T_N} = 0,721 \cdot \frac{456}{273} = 1,204 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_R = Q_N \cdot \frac{T_N}{T_R} = 11,89 \cdot \frac{273}{456} = 7,12 \text{ m}^3/\text{s}$$

Con la Ecuación 2.8, se calcula el calor específico de la corriente.

$$C_p = 1.074 + 0,166 \cdot 183 - 1,548 \cdot 10^{-4} \cdot 183^2 = 1.099,19 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$$

Por último, despejando de la Ecuación 3.2 la temperatura de salida del gas se puede conocer el calor perdido en este Tramo 4.

$$T_s = T_0 - \frac{q}{Q_N \cdot \rho_N \cdot C_p} = 183 - \frac{24.801,79}{7,12 \cdot 1,204 \cdot 1.099,19} = 180,56 \text{ }^\circ\text{C} \approx 181^\circ\text{C}$$

### 3.6. Temperatura salida Tramo 5

Por último, tras superar el Ventilador 3 se han de calcular las pérdidas de calor sufridas en el Tramo 5, empezando por el coeficiente individual de transmisión de calor por convección en el interior de la tubería, utilizando la Ecuación 3.4.

$$h_{ci} = 3,04 \cdot 10^{-3} \cdot 1.096,59 \cdot \frac{14,97^{0,8}}{1,053^{0,2}} = 28,75 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

A continuación, con la Ecuación 3.5 se extrae el de coeficiente individual de transmisión de calor por convección en el exterior de la conducción.

$$h_{ce} = 1,32 \cdot \sqrt[4]{94} = 4,11 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

Seguidamente, con Ecuación 3.6 se calcula el coeficiente individual de transferencia de calor por radiación.

$$h_{rad} = \frac{5,67 \cdot 10^{-8} \cdot 0,3 \cdot (385^4 - 291^4)}{(385 - 291)} = 2,68 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

Con la Ecuación 3.3 y conocidos todos los coeficientes individuales se calcula el coeficiente global.

$$U_e = \frac{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,5715}}{\frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,5265 \cdot 28,75} + \frac{\ln\left(\frac{0,5715}{0,5265}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 52,5} + \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,5715 \cdot (4,11 + 2,68)}} = 5,38 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

El flujo de calor perdido en este tramo se obtiene por la Ecuación 3.1.

$$q = 5,38 \cdot (\pi \cdot 1,143 \cdot 8) \cdot (160 - 18) = 21.946,06 \text{ W}$$

Considerando las condiciones normales en las que se han de poner el caudal y la densidad de la corriente.

$$\rho_N = \rho_R \cdot \frac{T_R}{T_N} = 0,783 \cdot \frac{433}{273} = 1,242 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_R = Q_N \cdot \frac{T_N}{T_R} = 13,04 \cdot \frac{273}{433} = 8,22 \text{ m}^3/\text{s}$$

Con la Ecuación 2.8, se calcula el calor específico de la corriente.

$$C_p = 1.074 + 0,166 \cdot 160 - 1,548 \cdot 10^{-4} \cdot 160^2 = 1.096,59 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$$

Por último, despejando de la Ecuación 3.2 la temperatura de salida del gas se puede conocer la energía perdida en este Tramo 5.

$$T_s = T_0 - \frac{q}{Q_N \cdot \rho_N \cdot C_p} = 160 - \frac{21.946,06}{8,22 \cdot 1,242 \cdot 1.096,59} = 158,04 \text{ }^\circ\text{C} \approx 158^\circ\text{C}$$

#### 4. Pérdida de carga

Con la finalidad de conocer la potencia del ventilador a instalar para el sistema de dilución es necesario calcular la pérdida de carga del sistema. Estas pérdidas de carga van a ser calculadas para los diferentes tramos en los que ha sido dividido el sistema y posteriormente sumadas para la obtención de la pérdida de carga global.

En cada tramo se ha de diferenciar entre las pérdidas de carga ocasionadas tramos rectos y las debidas a los accidentes de las conducciones. A continuación, se presentan las ecuaciones que se van a utilizar para ello.

Respecto los tramos rectos la ecuación que se emplea en el cálculo de la pérdida de carga es la Ecuación 4.1. Dado que los tramos son pequeños y no hay operaciones de refrigeración o calefacción del fluido dentro de los tramos se puede considerar que la densidad es constante y, por tanto, simplificar los cálculos con la Ecuación 4.1.

$$\Delta P_{TR} = 2 \cdot f \cdot v^2 \cdot \frac{L}{D_i} \cdot \rho \quad \text{(Ecuación 4.1)}$$

Dónde:

- $\Delta P_{TR}$ : Pérdida de carga en el tramo recto (Pa)
- $f$ : Factor de fricción
- $v$ : Velocidad del fluido (m/s)
- $L$ : Longitud del tramo recto (m)
- $D_i$ : Diámetro interno de la conducción (m)
- $\rho$ : Densidad del fluido ( $\text{kg/m}^3$ )

Por su parte, la ecuación necesaria para conocer la pérdida de carga en los accidentes de las conducciones es la Ecuación 4.2.

$$\Delta P_{Ac} = \sum k \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \rho \quad \text{(Ecuación 4.2)}$$

Dónde:

- $\Delta P_{Ac}$ : Pérdida de carga en accidentes (Pa)
- $k$ : Constante característica de los accidentes.

- $v$ : Velocidad del fluido (m/s)
- $\rho$ : Densidad del fluido ( $\text{kg/m}^3$ )

De la suma de las Ecuaciones 4.1 y 4.2 se obtiene la pérdida de carga total del tramo estudiado, como se puede ver en la Ecuación 4.3.

$$\Delta P = \Delta P_{TR} + \Delta P_{Ac} \quad \text{(Ecuación 4.3)}$$

Para poder utilizar las Ecuaciones 4.1 y 4.2 es necesario calcular previamente la velocidad del fluido y el factor de fricción. En el primero de los casos, la velocidad del fluido, la fórmula para su cálculo se muestra en la Ecuación 4.4.

$$v = \frac{Q_R}{A} \quad \text{(Ecuación 4.4)}$$

Dónde:

- $Q_R$ : Caudal real de gas ( $\text{m}^3/\text{s}$ )
- $A$ : Área de la conducción (m)

El área de una conducción cilíndrica se recoge en la Ecuación 4.5.

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot D_i^2 \quad \text{(Ecuación 4.5)}$$

La combinación de las Ecuaciones 4.4 y 4.5 da como resultado la Ecuación 4.6 utilizada para el cálculo de la velocidad.

$$v = \frac{4 \cdot Q_R}{\pi \cdot D_i^2} \quad \text{(Ecuación 4.6)}$$

Dado que el caudal que se necesita para resolver la Ecuación 4.6 es en condiciones reales y se tiene en condiciones normales, en la Ecuación 4.7 se muestra la conversión que se debe realizar.

$$Q_R = Q_N \cdot \frac{T_R}{T_N} \quad \text{(Ecuación 4.7)}$$

Dónde:

- $Q_N$ : Caudal normal de gas ( $\text{Nm}^3/\text{s}$ )
- $T_R$ : Temperatura real de los gases ( $^{\circ}\text{C}$ )
- $T_N$ : Temperatura normal de los gases ( $^{\circ}\text{C}$ )

Por otra parte, el factor de fricción, se obtiene gráficamente mediante el gráfico de Moody. El gráfico de Moody es una herramienta que permite averiguar el factor de fricción conociendo el número adimensional del Reynolds y la rugosidad relativa de la conducción.

El número de Reynolds es un factor que caracteriza el movimiento del fluido, mediante la Ecuación 4.8 se puede llevar a cabo su cálculo.

$$Re = \frac{v \cdot D_i \cdot \rho}{\mu} \quad \text{(Ecuación 4.8)}$$

Dónde:

- Re: Numero de Reynolds
- $\mu$ : Viscosidad (Pa·s)

En cuanto al factor de rugosidad relativa, que tiene en cuenta las irregularidades de las conducciones comerciales, se calcula a partir de la rugosidad de la conducción y del diámetro de la misma como se aprecia en la Ecuación 4.9.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\varepsilon}{D_i} \quad \text{(Ecuación 4.9)}$$

Dónde:

- $\varepsilon$ : Rugosidad propia de la conducción

La rugosidad propia del material de las conducciones, el acero comercial, es de 0,00015.

Como alternativa a la Ecuación 4.9, la rugosidad relativa se puede calcular gráficamente mediante la gráfica de la Figura 4.1, conociendo el diámetro y el material de construcción de la conducción.

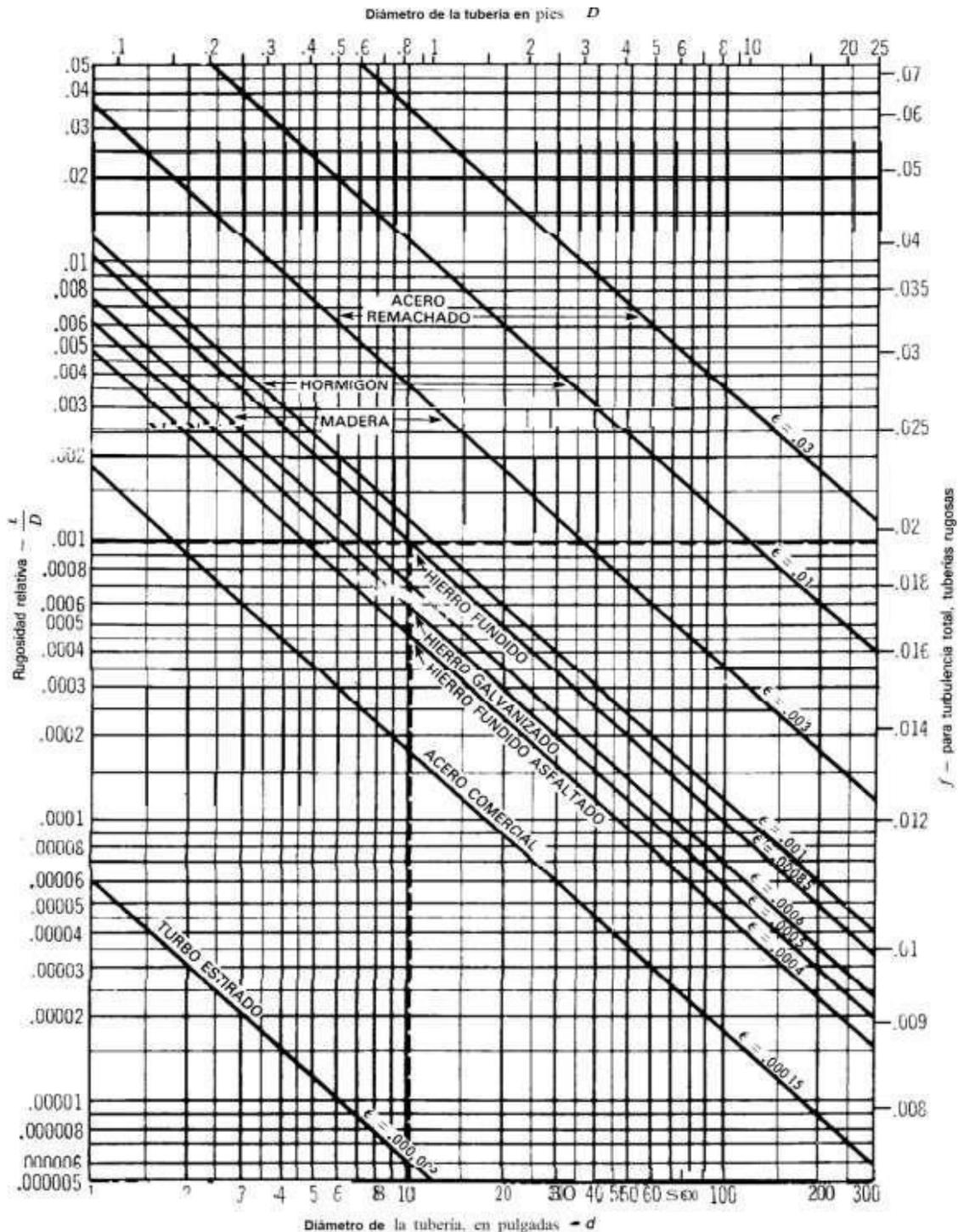
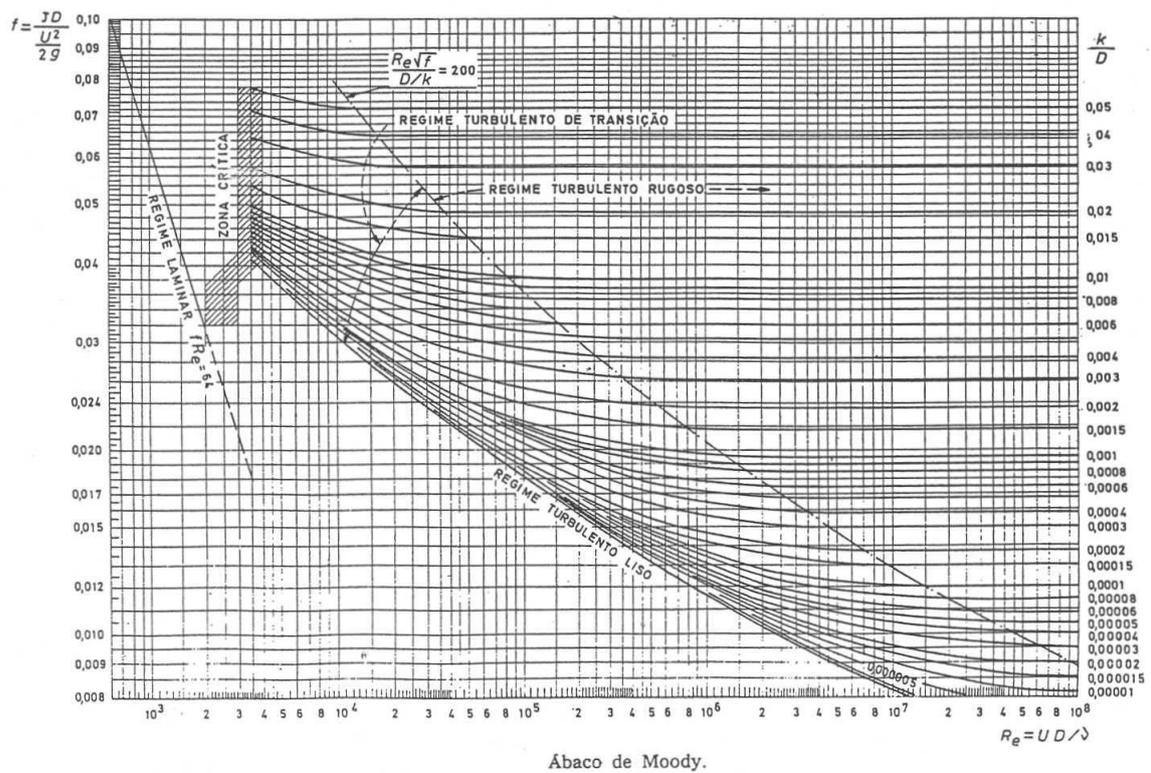


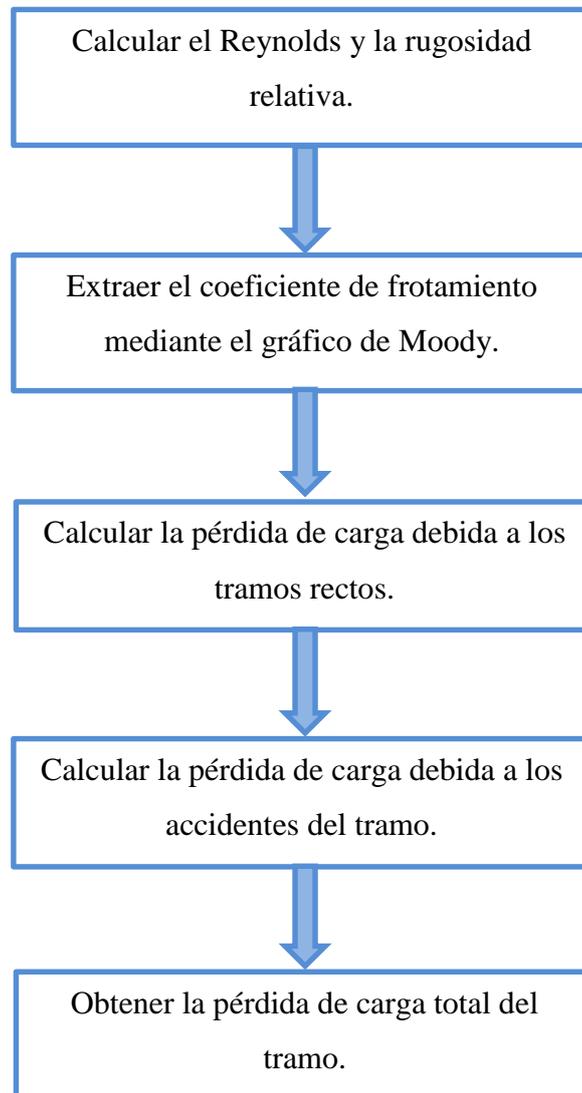
Figura 4.1. Rugosidad relativa en función del diámetro, para tubos de diversos materiales.

Calculados el Reynolds y la rugosidad relativa se puede conocer el coeficiente de frotamiento necesario para el cálculo de la pérdida de presión de cada tramo. Para ello se empleará el conocido como gráfico de Moody, en el cual se entra por la parte inferior con el número de Reynolds y por la parte derecha con la rugosidad relativa y se lee en la parte izquierda el coeficiente de frotamiento. Este gráfico se encuentra representado en la Figura 4.2.



**Figura 4.2.** Gráfico de Moody.

En la Figura 4.3 se muestra el diagrama de cálculo que se ha de seguir para calcular la temperatura de la corriente gaseosa a la salida de cada uno de los tramos en los que se ha dividido el sistema.



**Figura 3.1.** Diagrama de cálculo de las temperaturas del gas al final de cada tramo.

#### 4.1. Pérdida de carga en el Tramo 1

Con la dilución producida por el Ventilador 1 se ha de considerar el cambio en la viscosidad de la corriente. Para ello se aplica la Ecuación 4.10, mostrada a continuación.

$$Q_h \cdot \mu_h + Q_d \cdot \mu_d = Q_t \cdot \mu_t \quad \text{(Ecuación 4.10)}$$

Con los valores característicos de ambas corrientes se puede conocer la viscosidad de la mezcla.

$$6,26 \cdot 26,1 \cdot 10^{-6} + 0,545 \cdot 11,7 \cdot 10^{-6} = 6,805 \cdot \mu_t$$

$$\mu_t = 24,9 \cdot 10^{-6} \text{ kg/m}^3$$

Los valores que caracterizan la corriente del Tramo 1 se muestran en la Tabla 4.1.

**Tabla 4.1.** Parámetros característicos de la corriente del Tramo 1.

v (m/s)	D <sub>i</sub> (m)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	μ (Pa·s)
13,24	0,809	0,730	24,9·10 <sup>-6</sup>

El número de Reynolds se calcula con la aplicación de la Ecuación 4.7.

$$Re = \frac{v \cdot D_i \cdot \rho}{\mu} = \frac{13,24 \cdot 0,809 \cdot 0,73}{24,9 \cdot 10^{-6}} = 3,15 \cdot 10^5$$

Así mismo, la rugosidad relativa se obtiene a partir de la Ecuación 4.8.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\varepsilon}{D_i} = \frac{0,00015}{0,809} = 0,000185$$

Con el gráfico de la Figura 4.2, el número de Reynold y la rugosidad relativa se consigue el coeficiente de frotamiento.

$$4f = 0,016$$

A partir de la cual, y con la Ecuación 4.1 se obtiene la perdida de carga en los tramos rectos del tramo.

$$\Delta P_{TR} = 2 \cdot f \cdot v^2 \cdot \frac{L}{D_i} \cdot \rho = 2 \cdot \frac{0,016}{4} \cdot 13,24^2 \cdot \frac{15,5}{0,809} \cdot 0,73 = 19,61 \text{ Pa}$$

En la Tabla 4.2 se muestran las constantes necesarias para la aplicación de la Ecuación 4.2.

**Tabla 4.2.** Constantes de los accidentes presentes en el Tramo 1.

Accidente	K
Entrada ligeramente redondeada	0,23
Codo de 90° standard	0,75

Aplicando la Ecuación 4.2, se obtiene la pérdida de presión en los accidentes.

$$\Delta P_{Ac} = \sum k \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \rho = \sum (0,23 + (0,75 \cdot 2)) \cdot \frac{13,24^2}{2} \cdot 0,73 = 110,69 \text{ Pa}$$

La suma de ambas caídas de presión da la pérdida de presión total del tramo llevado a estudio.

$$\Delta P = \Delta P_{TR} + \Delta P_{Ac} = 19,61 + 110,69 = 130,3 \text{ Pa}$$

#### 4.2. Pérdida de carga en el Tramo 2

La Tabla 4.3 muestra las características necesarias de la corriente para conocer la pérdida de presión del tramo. Al igual que en el Tramo 1, se ha de calcular la viscosidad realizada en la mezcla de las corrientes mediante la Ecuación 4.10.

$$4,77 \cdot 27,2 \cdot 10^{-6} + 0,306 \cdot 11,7 \cdot 10^{-6} = 5,076 \cdot \mu_t$$

$$\mu_t = 26,3 \cdot 10^{-6} \text{ kg/m}^3$$

**Tabla 4.3.** Parámetros característicos de la corriente del Tramo 2.

v (m/s)	D <sub>i</sub> (m)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	μ (Pa·s)
13,61	0,689	0,708	26,3·10 <sup>-6</sup>

El número de Reynolds se calcula con la Ecuación 4.7.

$$Re = \frac{v \cdot D_i \cdot \rho}{\mu} = \frac{13,61 \cdot 0,689 \cdot 0,708}{26,3 \cdot 10^{-6}} = 2,528 \cdot 10^5$$

Con la Ecuación 4.8 se puede obtener la rugosidad relativa.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\varepsilon}{D_i} = \frac{0,00015}{0,689} = 0,000218$$

Con el gráfico de la Figura 4.2, el número de Reynold y la rugosidad relativa se consigue el coeficiente de frotamiento.

$$4f = 0,0171$$

La pérdida de presión en los tramos rectos se obtiene con la Ecuación 4.1.

$$\Delta P_{TR} = 2 \cdot f \cdot v^2 \cdot \frac{L}{D_i} \cdot \rho = 2 \cdot \frac{0,0171}{4} \cdot 13,61^2 \cdot \frac{15,5}{0,689} \cdot 0,708 = 25,22 \text{ Pa}$$

En la Tabla 4.4 se muestran las constantes necesarias para la aplicación de la Ecuación 4.2.

**Tabla 4.4.** Constantes de los accidentes presentes en el Tramo 2.

Accidente	K
Entrada ligeramente redondeada	0,23
Codo de 90° standard	0,75

Aplicando la Ecuación 4.2, se obtiene la pérdida de presión en los accidentes.

$$\Delta P_{Ac} = \sum k \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \rho = \sum (0,23 + (0,75 \cdot 2)) \cdot \frac{13,61^2}{2} \cdot 0,708 = 113,44 \text{ Pa}$$

De la suma de las dos caídas de presión, tramos rectos y accidentes, se obtiene la pérdida de presión total del Tramo 2.

$$\Delta P = \Delta P_{TR} + \Delta P_{Ac} = 25,22 + 113,44 = 138,66 \text{ Pa}$$

### 4.3. Pérdida de carga en el Tramo 3

Para caracterizar la corriente gaseosa que transcurre en el Tramo 3, mezcla de las corrientes del Tramo 1 y 2, se va a aplicar el balance de materia de la Ecuación 4.10 en el que se conocerá la viscosidad.

$$6,81 \cdot 24,9 \cdot 10^{-6} + 5,08 \cdot 26,3 \cdot 10^{-6} = 11,89 \cdot \mu_t$$

$$\mu_t = 25,5 \cdot 10^{-6} \text{ kg/m}^3$$

En la Tabla 4.5 se recopilan los parámetros característicos del Tramo 3.

**Tabla 4.5.** Parámetros característicos de la corriente del Tramo 3.

v (m/s)	D <sub>i</sub> (m)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	μ (Pa·s)
13,64	1,053	0,721	25,5·10 <sup>-6</sup>

Con Ecuación 4.7 se calcula el número de Reynolds.

$$Re = \frac{v \cdot D_i \cdot \rho}{\mu} = \frac{13,64 \cdot 1,053 \cdot 0,721}{25,5 \cdot 10^{-6}} = 4,06 \cdot 10^5$$

La rugosidad relativa se obtiene a partir de la Ecuación 4.8.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\varepsilon}{D_i} = \frac{0,00015}{1,053} = 0,0001424$$

De la Figura 4.2 se consigue el coeficiente de frotamiento, f.

$$4f = 0,0155$$

Aplicando la Ecuación 4.1 se procede al cálculo de la pérdida de presión en los tramos rectos.

$$\Delta P_{TR} = 2 \cdot f \cdot v^2 \cdot \frac{L}{D_i} \cdot \rho = 2 \cdot \frac{0,0155}{4} \cdot 13,64^2 \cdot \frac{5}{1,053} \cdot 0,721 = 4,94 \text{ Pa}$$

En el caso del Venturi, que es un accidente peculiar, la pérdida de presión permanente corresponde al 10% de la que se mediría en el equipo. Dado que es un tramo lo suficientemente pequeño, 5 metros, se puede considerar que es el 10% de la pérdida de carga en el tramo recto.

$$\Delta P_{Venturi} = 4,94 \cdot 0,1 = 0,494 \text{ Pa}$$

En la Tabla 4.6 se recogen las constantes de los accidentes del tramo examinado.

**Tabla 4.6.** Constantes de los accidentes presentes en el Tramo 3.

Accidente	K
T standard como división de caudal	1
Salida redondeada	1

Por consiguiente, con la Ecuación 4.2 se calcula la pérdida de presión debida a los accidentes existentes en el tramo.

$$\Delta P_{Ac} = \sum k \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \rho = \sum(1 + 1) \cdot \frac{13,64^2}{2} \cdot 0,721 = 134,14 \text{ Pa}$$

La Ecuación 4.3 da como resultado la pérdida de carga total.

$$\Delta P = \Delta P_{TR} + \Delta P_{Venturi} + \Delta P_{Ac} = 4,94 + 0,494 + 134,14 = 139,57 \text{ Pa}$$

#### 4.4. Pérdida de carga en el Tramo 4

La caracterización de la corriente del Tramo 4 en condiciones reales es la misma que en el Tramo 3, ya que la depuración de la corriente a su paso por el filtro de mangas cambia de manera muy leve sus características que se consideran constantes. En la Tabla 4.7 se muestran estos parámetros.

**Tabla 4.7.** Parámetros característicos de la corriente del Tramo 4.

v (m/s)	D <sub>i</sub> (m)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	μ (Pa·s)
13,64	1,053	0,721	25,5·10 <sup>-6</sup>

La Ecuación 4.7 permite calcular el número de Reynolds.

$$Re = \frac{v \cdot D_i \cdot \rho}{\mu} = \frac{13,64 \cdot 1,053 \cdot 0,721}{25,5 \cdot 10^{-6}} = 4,06 \cdot 10^5$$

La rugosidad relativa se obtiene a partir de la Ecuación 4.8.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\varepsilon}{D_i} = \frac{0,00015}{1,053} = 0,0001424$$

De la Figura 4.2 se consigue el coeficiente de frotamiento, f.

$$4f = 0,0155$$

Aplicando la Ecuación 4.1 se procede al cálculo de la pérdida de presión en los tramos rectos.

$$\Delta P_{TR} = 2 \cdot f \cdot v^2 \cdot \frac{L}{D_i} \cdot \rho = 2 \cdot \frac{0,0155}{4} \cdot 13,64^2 \cdot \frac{8}{1,053} \cdot 0,721 = 7,9 \text{ Pa}$$

En la Tabla 4.8 se recogen las constantes de los accidentes del tramo examinado.

**Tabla 4.8.** Constantes de los accidentes presentes en el Tramo 4.

Accidente	K
Entrada ligeramente redondeada	0,23
Codo de 90° standard	0,75

Por consiguiente, con la Ecuación 4.2 se calcula la pérdida de presión debida a los accidentes existentes en el tramo.

$$\Delta P_{Ac} = \sum k \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \rho = \sum(0,23 + (2 \cdot 0,75)) \cdot \frac{13,64^2}{2} \cdot 0,721 = 116,03 \text{ Pa}$$

La Ecuación 4.3 da como resultado la pérdida de carga total.

$$\Delta P = \Delta P_{TR} + \Delta P_{Ac} = 7,9 + 116,03 = 123,93 \text{ Pa}$$

#### 4.5. Pérdida de carga en el Tramo 5

Antes de empezar con los cálculos para la pérdida de carga se ha de obtener la viscosidad de la corriente fruto de la mezcla de la salida del sistema de depuración y la corriente de dilución, para ello se aplica la Ecuación 4.10.

$$11,89 \cdot 25,5 \cdot 10^{-6} + 0,82 \cdot 11,7 \cdot 10^{-6} = 12,71 \cdot \mu_t$$

$$\mu_t = 24,6 \cdot 10^{-6} \text{ kg/m}^3$$

En la Tabla 4.9 se recogen todos los parámetros necesarios para caracterizar la corriente y proceder con las operaciones.

**Tabla 4.9.** Parámetros característicos de la corriente del Tramo 5.

v (m/s)	D <sub>i</sub> (m)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	μ (Pa·s)
14,59	1,053	0,752	24,6·10 <sup>-6</sup>

El número de Reynolds es calculado a partir de la Ecuación 4.7.

$$Re = \frac{v \cdot D_i \cdot \rho}{\mu} = \frac{14,59 \cdot 1,053 \cdot 0,752}{24,6 \cdot 10^{-6}} = 4,7 \cdot 10^5$$

Mientras la rugosidad relativa se obtiene a partir de la Ecuación 4.8.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\varepsilon}{D_i} = \frac{0,00015}{1,053} = 0,0001424$$

El coeficiente de frotamiento,  $4f$ , es obtenido gráficamente de la Figura 4.2.

$$4f = 0,015$$

Por último, para el cálculo de la pérdida de presión en los tramos rectos se aplica la Ecuación 4.1.

$$\Delta P_{TR} = 2 \cdot f \cdot v^2 \cdot \frac{L}{D_i} \cdot \rho = 2 \cdot \frac{0,015}{4} \cdot 14,59^2 \cdot \frac{8}{1,053} \cdot 0,752 = 9,12 \text{ Pa}$$

En la Tabla 4.10 se recogen las constantes de los accidentes del Tramo 5.

**Tabla 4.10.** Constantes de los accidentes presentes en el Tramo 5.

Accidente	K
Entrada ligeramente redondeada	0,23
Codo de 90° standard	0,75
Salida encañonada	1

Con la Ecuación 4.2 y las constantes de la Tabla 4.10 se calcula la pérdida de presión debida a los accidentes existentes en el tramo.

$$\Delta P_{Ac} = \sum k \cdot \frac{v^2}{2} \cdot \rho = \sum (0,23 + (2 \cdot 0,75) + 1) \cdot \frac{14,59^2}{2} \cdot 0,752 = 218,5 \text{ Pa}$$

La Ecuación 4.3 da como resultado la pérdida de carga total.

$$\Delta P = \Delta P_{TR} + \Delta P_{Ac} = 9,12 + 218,5 = 227,62 \text{ Pa}$$

## 5. Equipos de depuración

### 5.1. Elementos filtrantes del filtro de mangas

A la hora de elegir el material textil del que se componen los filtros de mangas hay que tener en cuenta todas las opciones ofrecidas en el mercado para considerar el material más idóneo. En la Tabla 5.1 se muestran las características principales de los tipos de fibras textiles que se pueden utilizar

**Tabla 5.1.** Características de distintos tipos de fibras para mangas.

Fibra	Polipropileno	Poliéster	Acrílico	Poliamídico	Politetrafluoroetilénico	Arammídica	Poliamídica aromática	Fibra de vidrio
Nombre Comercial	Meraklon	Dracon	Dralon T	Nylon	Teflón	Nomex	Nomex - Teflonado	Fiberglas
Continuo (°C)	80-90	130-135	130-135	100-110	240-260	200-220	190-210	280-300
Puntual (°C)	90-100	140	135-140	120	280	260	250	320
Ácidos	E	Bu	Bu	MB	E	B	Bu	Bu
Bases	E	B	Bu	Bu	E	Bu	E	B
Oxidantes	MB	E	Bu	E	E	Bu	E	E
Disolventes	MB	Bu	Bu	B	E	Bu	E	E
Hidrólisis	Bu	E	E	B	E	B	Bu	Bu
Coste relativo	B	B	M	M	MA	A	A	MA

**A:** Alto; **B:** Bajo/a; **Bu:** Buena; **E:** Excelente; **MA:** Muy alto; **MB:** Muy baja

Buscando un compromiso entre la temperatura de trabajo de la corriente extraída de los hornos, los gases que se quieren tratar y el coste de los elementos filtrantes se ha dictaminar la mejor solución para el sistema de depuración.

Dado que la corriente a tratar se está extrayendo de la chimenea de un horno cerámico, y está todavía muy caliente (temperatura próxima a los 180 °C) y que las partículas que se quieren depurar son principalmente ácidos, son tres las opciones factibles según las características de la Tabla 5.1. La fibra politetrafluoroetilénica, la mezcla de fibra politetrafluoroetilénica con arammídica y la fibra de vidrio. Como el coste relativo de las mangas es muy alto en los casos del teflón y la fibra de vidrio, la opción idónea para el sistema de depuración de gases ácidos diseñado es el Nomex Teflonado.

## 5.2. Sistema de limpieza del filtro de mangas

Atendiendo al método de limpieza de las mangas de un filtro existen tres mecanismos, sacudida, contracorriente y aire a presión. La vida útil de las mangas es determinada tanto por el ataque químico sufrido en la depuración como por el esfuerzo mecánico producido en la limpieza. En la Tabla 5.2 se muestran las velocidades de filtración según el sistema de limpieza.

**Tabla 5.2.** Relaciones de filtración según el sistema de limpieza.

Sistema de limpieza	Relaciones de filtración (m <sup>3</sup> /min/m <sup>2</sup> )
Sacudida	0,30-0,80
Contracorriente	0,30-0,90
Chorro de aire a presión	1,45-2,00

Como el caudal a tratar en el sistema de depuración es elevado, ya que se tratan los humos de dos hornos, interesa una velocidad de filtración grande para evitar un tener que utilizar una gran área de filtración. Por lo que sin lugar a dudas el método de limpieza optimo en este caso son los impulsos de aire a presión.

### 5.3. Parámetros del filtro de mangas

#### 5.3.1. Numero de mangas del filtro

Para dimensionar el filtro de mangas que necesita la instalación de depuración se ha de conocer el caudal de gases a tratar, el área de cada elemento filtrante utilizado y la fijación de la velocidad de filtración, que viene recomendada según el tipo de limpieza empleado. Con estos parámetros, la Ecuación 4.1 permite el cálculo del número de mangas del dispositivo.

$$v_f = \frac{Q}{A_m \cdot n} \quad \text{(Ecuación 5.1)}$$

Dónde:

- $v_f$ : Velocidad de filtración (m/h)
- $Q$ : Caudal real de humos a filtrar ( $m^3/h$ )
- $A_m$ : Área de cada manga ( $m^2$ )
- $n$ : Número de mangas

Mediante el uso de la Ecuación 5.1, los datos conocidos mostrados en la Tabla 5.3 (los cuales son los del Tramo 5, justa a la entrada del filtro) y la fijación de la velocidad de filtración, la cual, según las recomendaciones de los fabricantes, mostradas en la Tabla 5.2 para la limpieza por chorros de aire a presión se ha de situar entre los 1,45 y 2 metros por minuto, se calculan el número de mangas necesarias para el sistema de depuración. En esta ocasión se ha considerado oportuno coger un valor de 1,7 m/min para dicha relación de filtración, es decir, 102 m/h.

**Tabla 5.3.** Caudal de entrada al sistema de filtración.

Tramo	$Q_R$ ( $m^3/s$ )	$Q_R$ ( $m^3/h$ )
5	11,89	42.804

Aplicación de la Ecuación 5.1.

$$n = \frac{42804}{102 \cdot 3,24} = 129,52 \rightarrow 130 \text{ mangas}$$

### 5.3.2. Pérdida de presión del filtro

El intervalo de limpieza de las mangas por el aire a presión viene determinado por la pérdida de presión producida de manera fija por el elemento filtrante y la producida de manera variable por la acumulación de partículas en las mangas. A través de la Ecuación 5.2 se procede a dicho cálculo.

$$\Delta P_{\text{total}} = \Delta P_{\text{filtro}} + \Delta P_{\text{polvo}} = K_1 \cdot v_f + K_2 \cdot C \cdot v_f^2 \cdot t \quad \text{(Ecuación 5.2)}$$

Dónde:

- $\Delta P_{\text{total}}$ : Pérdida de presión por el paso de la corriente por el filtro de mangas (Pa)
- $\Delta P_{\text{filtro}}$ : Pérdida de presión a causa de los elementos filtrantes (Pa)
- $\Delta P_{\text{polvo}}$ : Pérdida de presión a causa de la acumulación de partículas en la manga (Pa)
- $K_1$ : Coeficiente de resistencia de la manga acondicionada  $\left(\frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^3}\right)$
- $K_2$ : Coeficiente de resistencia del polvo ( $\text{s}^{-1}$ )
- $C$ : Concentración del polvo en la entrada ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
- $t$ : Tiempo desde la última limpieza (s)

Conocidos los coeficientes de resistencia, la velocidad de filtración (la cual ha sido transformada a m/s) y la concentración de polvo a la entrada, la cual es la suma de todo el residuo producido en la reacción transformado a  $\text{kg}/\text{m}^3$ , se ha supuesto un tiempo para la limpieza cíclica de las mangas. De acuerdo con el libro EQ1027 Tecnología del medio ambiente, es conveniente ajustar el intervalo entre ciclos de limpieza de manera que la pérdida de presión total tenga un promedio entre 490 y 1470 Pa.

En este caso, dado que la pérdida de presión por el filtro es bastante alta. se ha considerado conveniente aplicar un intervalo de 10 minutos, lo que en unidades propias de la Ecuación 6.2 son 600 segundos. Así pues, al aplicar la formula se halla la máxima pérdida de presión, que es la que se ha de considerar, producida por el filtro de mangas.

$$\Delta P_{\text{total}} = 50.000 \cdot 0,028 + 350.000 \cdot 3,46 \cdot 10^{-4} \cdot (0,028)^2 \cdot 600 = 1.456,97 \text{ Pa}$$

Dado que la pérdida de presión se encuentra dentro del rango comentado anteriormente, se puede confirmar el uso del intervalo de limpieza cada 10 minutos

## 6. Potencia de los ventiladores

Para establecer la potencia de los diversos ventiladores instalados en el sistema, se ha de tener en cuenta la caída de presión calculada anteriormente, el caudal en condiciones reales de circulación, ambas a la temperatura de operación y el rendimiento del ventilador. Estas características se agrupan conjuntamente en la Ecuación 6.1.

$$P \text{ (kW)} = \frac{Q_R \cdot \Delta P \cdot 10^{-3}}{\eta} \quad \text{(Ecuación 6.1)}$$

Dónde:

- $\eta$ : Rendimiento del ventilador

El rendimiento de este tipo de ventilador se suele fijar en un 70%, por lo que este es el valor que se va a considerar en los cálculos.

### 6.1. Ventilador 1 y Ventilador 2

Los Ventiladores 1 y 2 son utilizados únicamente para inyectar aire de dilución en el sistema y no tienen ninguna función de subsanar las pérdidas de presión. Es por ello que se encuentran al inicio del sistema y fuera del recorrido de los gases que se han de depurar.

Dado su función de inyectar un pequeño caudal de dilución de ha decidido instalar ventiladores de 3kW, más que suficiente para el trabajo a realizar.

### 6.2. Ventilador 3

Para proceder al cálculo de la potencia necesaria en el Ventilador 3, el cual está situado al final del Tramo 6 justo antes de la chimenea, es necesario conocer las pérdidas de presión de todos los tramos anteriores sin ventiladores, Así para conocer la pérdida de carga

total se ha de sumar las pérdidas de carga de los Tramos 2,4,5 y 6, además del filtro de mangas. Esta ecuación descrita se muestra como Ecuación 6.2

$$\Delta P_T = \Delta P_2 + \Delta P_4 + \Delta P_5 + \Delta P_{\text{filtro}} + \Delta P_6 \quad \text{(Ecuación 6.2)}$$

Aplicando esta Ecuación 6.2.

$$\Delta P_T = 130,3 + 138,66 + 139,57 + 1.456,97 + 123,93 = 1.989,43 \text{ Pa}$$

Y con la Ecuación 6.1, considerando el caudal tras la mezcla de las corrientes del Tramo 6 y la de dilución, es decir la del Tramo 7, se calcula la potencia necesaria del ventilador a instalar.

$$P \text{ (kW)} = \frac{Q_R \cdot \Delta P \cdot 10^{-3}}{\eta} = \frac{13,04 \cdot 1.989,43 \cdot 10^{-3}}{0,7} = 37,06 \text{ kW}$$

## 7. Reactivo necesario

Para conocer la cantidad de reactivo, dióxido de calcio en este caso, que se ha de emplear para reducir a los valores deseados las emisiones contaminantes ácidas se ha de tener en cuenta la cantidad de estos contaminantes en la corriente gaseosa, la reacción llevada a cabo en el sistema y la ratio estequiométrica reactivo-contaminante.

La ratio estequiométrica en este tipo de casos se suele fijar en un valor bastante superior a 1. Ya que lo que interesa es captar la mayor parte de las partículas contaminantes y así estas no sean emitidas al exterior, aunque esto suponga un coste extra de reactivo. Por lo tanto, para realizar los cálculos se ha fijado una ratio estequiométrica de 2,5.

Una vez calculada la relación másica, mediante la Ecuación 7.1 se puede conocer la cantidad de reactivo necesario para tratar el contaminante correspondiente.

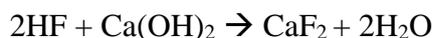
$$\text{Reactivo/Residuo} = Q_N \cdot t \cdot C_x \cdot \alpha \quad \text{(Ecuación 7.1)}$$

Dónde:

- R: Cantidad de reactivo/residuo necesario (kg/día)
- t: tiempo de trabajo del reactor (s/día)
- $C_x$ : Concentración del contaminante (kg/Nm<sup>3</sup>)
- $\alpha$ : Relación reactivo-contaminante

### 7.1. Reactivo necesario para el flúor

La reacción que se produce en el caso del flúor para que sea reducido por la cal es la siguiente.



Considerando los pesos moleculares, en kg/kmol, de cada especie mostrados a continuación.

$$M_{\text{HF}} = 20; M_{\text{Ca}(\text{OH})_2} = 74; M_{\text{CaF}_2} = 78; M_{\text{H}_2\text{O}} = 18$$

Se calcula la relación másica entre el reactivo y el contaminante a partir de la relación molar. Posteriormente se aplica la ratio de exceso fijada.

$$\frac{1 \text{ kmol Ca(OH)}_2}{2 \text{ kmol HF}} \cdot \frac{\frac{74 \text{ kg Ca(OH)}_2}{\text{kmol Ca(OH)}_2}}{\frac{20 \text{ kg HF}}{1 \text{ kmol HF}}} = 1,85 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg HF}} \cdot 2,5 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg HF}} = 4,63 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg HF}}$$

Aplicando la Ecuación 7.1 se calcula el reactivo necesario para reducir las emisiones ácido fluorhídrico.

$$\text{Reactivo} = 7,06 \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} \cdot 86400 \frac{\text{s}}{\text{dia}} \cdot 32,5 \cdot 10^{-6} \frac{\text{kg HF}}{\text{Nm}^3} \cdot 4,63 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg HF}} = 91,77 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{dia}}$$

Por otra parte, se ha de calcular el residuo que genera la depuración porque esto supone un coste, ya que ha de ser retirado y tratado correctamente por una empresa externa experta. Estableciendo la relación estequiométrica entre el ácido fluorhídrico y fluoruro de calcio se calcula la relación másica entre ambos.

$$\frac{1 \text{ kmol CaF}_2}{2 \text{ kmol HF}} \cdot \frac{\frac{78 \text{ kg CaF}_2}{\text{kmol CaF}_2}}{\frac{20 \text{ kg HF}}{1 \text{ kmol HF}}} = 1,95 \frac{\text{kg CaF}_2}{\text{kg HF}}$$

Con la Ecuación 7.1 cambiado el reactivo por el residuo se calcula la cantidad de fluoruro cálcico generado diariamente.

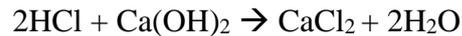
$$\text{Residuo} = 7,06 \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} \cdot 86400 \frac{\text{s}}{\text{dia}} \cdot 32,5 \cdot 10^{-6} \frac{\text{kg HF}}{\text{Nm}^3} \cdot 1,95 \frac{\text{kg CaF}_2}{\text{kg HF}} = 38,66 \frac{\text{kg CaF}_2}{\text{dia}}$$

Además del residuo producido por el producto de la reacción de depuración se genera otro residuo, el reactivo que queda sin reaccionar, ya que el rendimiento de la reacción no es completo. Como este reactivo queda impregnado con el otro reactivo no se puede reutilizar y ha de ser tratado como residuo. En el caso de la reacción de depuración del ácido fluorhídrico el rendimiento de la reacción es del 90%, por lo que el 10% restante es residuo.

$$91,77 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{dia}} \cdot 0,1 = 9,18 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2 \text{ contaminado}}{\text{dia}}$$

## 7.2. Reactivo necesario para el cloro

En el caso del cloro, la reacción que se lleva a cabo para ser reducido por el hidróxido cálcico es la siguiente.



A continuación, se muestran los pesos moleculares de todas las sustancias presentes en la reacción en unidades de kg/kmol.

$$M_{\text{HCl}} = 36,5; M_{\text{Ca(OH)}_2} = 74; M_{\text{CaCl}_2} = 111; M_{\text{H}_2\text{O}} = 18$$

Conociendo la relación molar entre el HCl y el Ca(OH)<sub>2</sub> y la ratio de exceso de reactivo deseado se extrae la relación reactivo-contaminante.

$$\frac{1 \text{ kmol Ca(OH)}_2}{2 \text{ kmol HCl}} \cdot \frac{\frac{74 \text{ kg Ca(OH)}_2}{\text{kmol Ca(OH)}_2}}{\frac{36,5 \text{ kg HCl}}{1 \text{ kmol HCl}}} = 1,01 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg HCl}} \cdot 2,5 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg HCl}} = 2,53 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg HCl}}$$

Con la Ecuación 7.1 se calcula la cantidad de hidróxido cálcico necesario para reducir las emisiones ácido clorhídrico.

$$\text{Reactivo} = 7,06 \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} \cdot 86400 \frac{\text{s}}{\text{dia}} \cdot 29 \cdot 10^{-6} \frac{\text{kg HCl}}{\text{Nm}^3} \cdot 2,53 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg HCl}} = 44,76 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{dia}}$$

La relación másica entre el cloruro cálcico y el ácido clorhídrico, se calcula de igual manera con la relación estequiométrica de los componentes.

$$\frac{1 \text{ kmol CaCl}_2}{2 \text{ kmol HCl}} \cdot \frac{\frac{111 \text{ kg CaCl}_2}{\text{kmol CaCl}_2}}{\frac{36,5 \text{ kg HCl}}{1 \text{ kmol HCl}}} = 1,52 \frac{\text{kg CaCl}_2}{\text{kg HCl}}$$

La cantidad de residuo diario se puede conocer utilizando la Ecuación 7.1.

$$\text{Residuo} = 7,06 \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} \cdot 86400 \frac{\text{s}}{\text{dia}} \cdot 29 \cdot 10^{-6} \frac{\text{kg HCl}}{\text{Nm}^3} \cdot 1,52 \frac{\text{kg CaCl}_2}{\text{kg HCl}} = 26,89 \frac{\text{kg CaCl}_2}{\text{dia}}$$

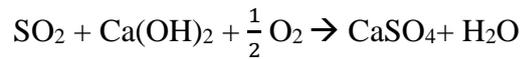
Así mismo, la cal que no reacciona con el ácido clorhídrico se considera residuo. En este caso el rendimiento de la reacción es notablemente más bajo, sólo del 10%, por lo que el residuo alcanza el 90% de la cantidad total de cal.

$$44,76 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{dia}} \cdot 0,9 = 40,28 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2 \text{contaminada}}{\text{dia}}$$

### 7.3. Reactivo necesario para el azufre

Por último, se calcula el reactivo necesario para la disminución de partículas de los óxidos de azufre, donde la reacción de depuración llevada a cabo se muestra a continuación. Dado que los cálculos no se pueden realizar sin disociar el  $\text{SO}_x$ , se ha considerado que se ha de tratar un 60% de  $\text{SO}_2$  y un 40% de  $\text{SO}_3$ , porcentajes medios que se han obtenido experimentalmente tras el análisis de los humos.

Recordando la reacción producida para el  $\text{SO}_2$ .



Y recopilando los pesos moleculares, en kg/kmol, de todas las moléculas implicadas en la reacción de depuración.

$$M_{\text{SO}_2} = 64; M_{\text{Ca(OH)}_2} = 74; M_{\text{O}_2} = 32; M_{\text{CaSO}_4} = 136; M_{\text{H}_2\text{O}} = 18$$

Se empiezan las operaciones para el  $\text{SO}_2$ , se calcula la relación estequiométrica, aplicando la ratio de exceso.

$$\frac{1 \text{ kmol Ca(OH)}_2}{1 \text{ kmol SO}_2} \cdot \frac{\frac{74 \text{ kg Ca(OH)}_2}{\text{kmol Ca(OH)}_2}}{\frac{64 \text{ kg SO}_2}{1 \text{ kmol SO}_2}} = 1,16 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg SO}_2} \cdot 2,5 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg SO}_2} = 2,9 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg SO}_2}$$

Teniendo en cuenta que solo son el 60% de las emisiones de  $\text{SO}_x$  las que corresponden al  $\text{SO}_2$  se aplica la Ecuación 7.1.

$$\text{Reac.} = 7,06 \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} \cdot 86400 \frac{\text{s}}{\text{dia}} \cdot (77,5 \cdot 0,6) \cdot 10^{-6} \frac{\text{kg SO}_2}{\text{Nm}^3} \cdot 2,9 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg SO}_2} = 82,26 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{dia}}$$

Al aplicar las relaciones y ecuaciones para calcular los residuos se ha de tener en cuenta la misma cantidad de  $\text{SO}_2$  y  $\text{SO}_3$  considerados anteriormente. Así primero se calcula la relación másica entre el  $\text{CaSO}_2$  y el  $\text{SO}_2$ .

$$\frac{1 \text{ kmol CaSO}_4}{1 \text{ kmol SO}_2} \cdot \frac{\frac{136 \text{ kg CaSO}_4}{\text{kmol CaSO}_4}}{\frac{64 \text{ kg SO}_2}{1 \text{ kmol SO}_2}} = 2,125 \frac{\text{kg CaSO}_4}{\text{kg SO}_2}$$

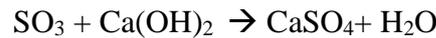
Aplicando la Ecuación 7.1 se calcula el residuo que se generará de hiposulfito de calcio.

$$\text{Res.} = 7,06 \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} \cdot 86400 \frac{\text{s}}{\text{día}} \cdot (77,5 \cdot 0,6) \cdot 10^{-6} \frac{\text{kg SO}_2}{\text{Nm}^3} \cdot 2,125 \frac{\text{kg CaSO}_4}{\text{kg SO}_2} = 60,27 \frac{\text{kg CaSO}_4}{\text{día}}$$

En el caso del otro residuo, el reactivo contaminado, se ha de tener en cuenta el rendimiento de esta reacción de depuración que es del 25%.

$$82,26 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{día}} \cdot 0,75 = 61,7 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2 \text{ contaminado}}{\text{día}}$$

Seguidamente, se realiza el mismo procedimiento para el SO<sub>3</sub>.



Previamente, se muestran los pesos moleculares de todas las moléculas implicadas en la reacción de depuración en kg/kmol.

$$M_{\text{SO}_3} = 80; M_{\text{Ca(OH)}_2} = 74; M_{\text{CaSO}_4} = 136; M_{\text{H}_2\text{O}} = 18$$

Calculando la relación estequiométrica del SO<sub>3</sub>.

$$\frac{1 \text{ kmol Ca(OH)}_2}{1 \text{ kmol SO}_3} \cdot \frac{\frac{74 \text{ kg Ca(OH)}_2}{\text{kmol Ca(OH)}_2}}{\frac{80 \text{ kg SO}_3}{1 \text{ kmol SO}_3}} = 0,93 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg SO}_3} \cdot 2,5 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg SO}_3} = 2,31 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg SO}_3}$$

Considerando solo el 40% de las emisiones de SO<sub>x</sub>, que son las que corresponden al SO<sub>3</sub> y aplicando la Ecuación 7.1 se calcula la cantidad de reactivo necesario.

$$\text{Reac.} = 7,06 \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} \cdot 86400 \frac{\text{s}}{\text{día}} \cdot (77,5 \cdot 0,4) \cdot 10^{-6} \frac{\text{kg SO}_3}{\text{Nm}^3} \cdot 2,31 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg SO}_3} = 43,68 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{día}}$$

Por último, se calcula la relación másica entre el CaSO<sub>3</sub> y SO<sub>3</sub>.

$$\frac{1 \text{ kmol CaSO}_4}{1 \text{ kmol SO}_3} \cdot \frac{\frac{74 \text{ kg CaSO}_4}{\text{kmol CaSO}_4}}{\frac{80 \text{ kg SO}_3}{1 \text{ kmol SO}_3}} = 0,93 \frac{\text{kg CaSO}_4}{\text{kg SO}_3}$$

Y así, con esta relación y la Ecuación 7.1 poder calcular la cantidad de residuo que se produce diariamente.

$$\text{Res.} = 7,06 \frac{\text{Nm}^3}{\text{s}} \cdot 86400 \frac{\text{s}}{\text{día}} \cdot (77,5 \cdot 0,4) \cdot 10^{-6} \frac{\text{kg SO}_3}{\text{Nm}^3} \cdot 0,93 \frac{\text{kg CaSO}_4}{\text{kg SO}_3} = 17,59 \frac{\text{kg CaSO}_4}{\text{día}}$$

El rendimiento de la reacción de depuración del SO<sub>3</sub>, al igual que la del SO<sub>2</sub>, es del 25% que se ha de considerar para calcular el residuo de la cal contaminada tras la reacción.

$$43,68 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{día}} \cdot 0,75 = 32,76 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2 \text{contaminado}}{\text{día}}$$

#### 7.4. Cantidad de reactivo total

La cantidad total de reactivo que se necesita diariamente para tratar la corriente gaseosa procedente de los hornos corresponde a la suma de los kilogramos de hidróxido cálcico necesarios para tratar cada uno de los reactivos por separado, ya que se trata de reacciones químicas paralelas. Así pues, sumando todos esos valores se obtiene la cantidad de reactivo total a utilizar diariamente.

$$R_T = 91,77 + 44,76 + 82,26 + 43,68 = 262,47 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{día}}$$

#### 7.5. Capacidad del silo de reactivo

Con el fin de dimensionar el reactor, en el cual se depositará el reactivo se calcula la capacidad que requiere este a partir de los kilogramos al día necesarios y de la densidad del Ca(OH)<sub>2</sub>.

$$262,47 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{día}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3 \text{ Ca(OH)}_2}{2211 \text{ kg Ca(OH)}_2} = 0,119 \frac{\text{m}^3 \text{ Ca(OH)}_2}{\text{día}}$$

Sobredimensionándolo para una capacidad de 7 días, para ahorrar costes de recarga sin causar problemas de hidratación.

$$0,119 \frac{\text{m}^3 \text{Ca(OH)}_2}{\text{día}} \cdot 7 \text{ días} = 0,833\text{m}^3 \text{Ca(OH)}_2$$

## 8. Corriente depurada

De acuerdo con los resultados obtenidos en la planta piloto previa a este trabajo, los resultados que se prevén de la corriente una vez depurada son de acuerdo a las reducciones mostradas en la Tabla 8.1, obtenida mediante ensayos experimentales en el laboratorio. En esta misma tabla se encuentran la cantidad referida a metro cuadrado inicial de contaminantes, ya que al haber diluciones durante la depuración no se puede hacer directamente referido a metro cúbico.

**Tabla 8.1.** Reducciones esperadas de las partículas contaminantes.

Contaminante	Horno convencional	Horno EKO	Reducción estimada
HF (g/m <sup>2</sup> )	1,65	1,5	90%
HCl (g/m <sup>2</sup> )	1,5	1,35	10%
SO <sub>x</sub> (g/m <sup>2</sup> )	3,94	3,62	25%

Empezando por el ácido fluorhídrico, el cual la suma obtenida en los dos hornos referido a unidades de superficie es de 3,15 g/m<sup>2</sup>, se aplica la reducción estimada del 90%.

$$3,15 \text{ g/m}^2 \cdot (1 - 0,9) = 0,315 \text{ g/m}^2$$

Con este valor, el sumando de la producción y horas de trabajo de ambos hornos y el caudal total que sale por la chimenea en el Tramo 7, se calcula mediante factores de conversión los miligramos de HF referido a unidades de volumen.

$$0,315 \frac{\text{g HF}}{\text{m}^2} \cdot \frac{2874669 \text{ m}^2}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{13080 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{28836 \text{ Nm}^3} \cdot \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 2,4 \frac{\text{mg HF}}{\text{Nm}^3}$$

En el caso del ácido clorhídrico, la reducción de contaminante que se consigue es muy inferior, solo del 10%.

$$2,85 \text{ g/m}^2 \cdot (1 - 0,1) = 2,565 \text{ g/m}^2$$

Conocido este valor, así como los parámetros característicos de los hornos de estudio y el caudal final saliente del sistema se calcula el ácido clorhídrico por unidad normal de volumen que queda sin depurar.

$$2,565 \frac{\text{g HCl}}{\text{m}^2} \cdot \frac{2874669 \text{ m}^2}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{13080 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{28836 \text{ Nm}^3} \cdot \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 19,55 \frac{\text{mg HCl}}{\text{Nm}^3}$$

Por último, para los óxidos de azufre el porcentaje que consigue retener el filtro de mangas es del 25%.

$$7,56 \text{ g/m}^2 \cdot (1 - 0,25) = 5,67 \text{ g/m}^2$$

Para referir la cantidad por unidad de superficie en cantidad por unidad de volumen, se emplean los datos de producción y horas trabajadas de cada horno, así como el caudal total que sale del sistema tras las múltiples disoluciones.

$$5,67 \frac{\text{g SOx}}{\text{m}^2} \cdot \frac{2874669 \text{ m}^2}{\text{año}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{13080 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{28836 \text{ Nm}^3} \cdot \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 43,21 \frac{\text{mg SOx}}{\text{Nm}^3}$$

## 9. Estudio económico

### 9.1. Coste de la instalación

#### 9.1.1. Conducciones y accesorios

Para presupuestar el coste de las conducciones de la instalación se ha consultado a una ingeniería competente siendo los precios mostrados en la Tabla 9.1 los correspondientes a las conducciones de acero con soldadura EN10255 con acabado galva liso que se han decidido instalar en el proyecto. En estos precios tampoco viene incluido los impuestos pertinentes por lo que al resultado dado se le incrementará un 21% correspondiente a estos gastos.

**Tabla 9.1.** Precio por metro de las conducciones de acero.

DIN	D <sub>e</sub> (m)	Precio (€/m)
65	0,761	13,95
80	0,889	18,13
100	1,143	26,73

En el caso del DIN 65 (perteneciente a las conducciones del Tramo 3 y 4) y del DIN 80 (perteneciente a las conducciones del Tramo 1 y 2) la longitud que se ha de instalar de ambos materiales es de 17,5 metros, suma de los dos tramos contenidos en la instalación. Así pues, se calcula el precio de estos tramos.

$$\text{DIN 65: } 13,95 \cdot 17,5 = 237,15 \text{ €}$$

$$\text{DIN 80: } 18,13 \cdot 17,5 = 317,28 \text{ €}$$

En el caso del DIN 100, que se emplea para los Tramos 5, 6, 7 y la conducción de emergencia. La suma de la longitud total es de 33,5 metros.

$$\text{DIN 100: } 26,73 \cdot 33,5 = 895,46 \text{ €}$$

Aplicando el 21% correspondiente al IVA.

$$237,15 + (237,15 \cdot 0,21) = 286,95 \text{ €}$$

$$317,28 + (317,28 \cdot 0,21) = 383,91 \text{ €}$$

$$895,46 + (895,46 \cdot 0,21) = 1085,51 \text{ €}$$

Por tanto, el sumatorio total de los tres tipos de conducciones es el siguiente.

$$\text{Coste tramos rectos conducciones: } 289,95 + 383,91 + 1085,51 = 1756,37 \text{ €}$$

Considerando todos los accidentes habidos en el sistema de conducciones, codos, té, entradas y salidas, válvula, sombrero chino y Venturi el coste total de las conducciones es 2.522,23€, tal y como se muestra en punto 1.2 del PEM.

### 9.1.2. Silo dispensador

El dispositivo empleado para dispensar el reactivo en la corriente, el reactor de 1 m<sup>3</sup> de capacidad y el tornillo sin fin correspondiente para su inyección en la conducción tienen un coste, según los catálogos de fabricantes de 1420,9€, correspondientes 474 € al silo y 1198,6 al tornillo sin fin.

Aplicando el 21% correspondiente al IVA.

$$474 + (474 \cdot 0,21) = 600 \text{ €}$$

$$946,9 + (946,9 \cdot 0,21) = 1198,6 \text{ €}$$

El coste total del equipo asciende a 1798,6€

### 9.1.3. Mangas filtrantes

En primer lugar, para los costes de la instalación es necesario calcular el precio de las mangas filtrantes de nomex teflonado que se van a emplear. Con la Ecuación 9.1 y la

Tabla 9.2 donde se muestran los precios del material por superficie empleada se puede calcular el precio de coste de las mangas.

$$(\text{€}) = A_T \cdot \text{Pr/A} \quad (\text{Ecuación 9.1})$$

**Tabla 9.2.** Precio de mercado de las mangas de Nomex Teflonado.

Material	Pr/A (€/m <sup>2</sup> )	N	A <sub>m</sub> (m <sup>2</sup> )
Nomex Teflonado	72,50	144	3,24

Aplicando la Ecuación 9.1.

$$\text{Precio (€)} = (144 \cdot 3,24) \cdot 72,5 = 33825,6 \text{ €}$$

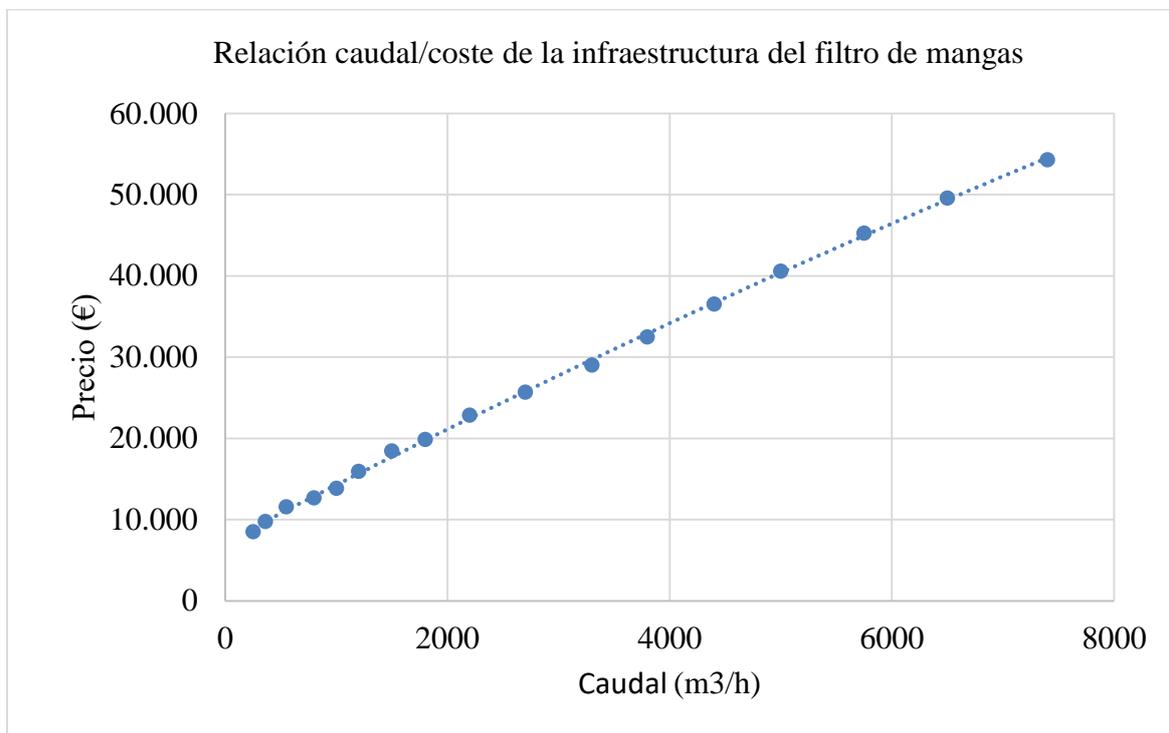
#### 9.1.4. Infraestructura del filtro de mangas

En el caso de la infraestructura que contiene las mangas filtrantes se han consultado los precios de una empresa especializada, los cuales venían tabulados en función del caudal de entrada y temperatura de la corriente a tratar. Dado que la temperatura aproximada de la corriente en este punto de 195°C se ha escogido una temperatura de 200°C.

Como el caudal que se ha de tratar esta instalación no aparece en los datos tabulados se ha construido un gráfico de manera que se ha obtenido la relación polinómica entre el caudal y el coste de la infraestructura.

Se ha de tener en cuenta que en estos precios no vienen incluidos los impuestos pertinentes, por lo que a la cantidad final que se obtenga se ha de sumar un 21% más debido a estos.

En la Figura 9.1 se muestra el gráfico que relaciona el coste de la infraestructura con el caudal.



**Figura 9.1.** Relación caudal/coste de la infraestructura del filtro de mangas.

La relación polinómica extraída del gráfico representado en la Figura 9.1 es la Ecuación 9.2.

$$I = -0,0001Q^2 + 7,1345Q + 7.251,8 \quad \text{(Ecuación 9.2)}$$

Teniendo en cuenta que el caudal que ha de circular por el filtro de mangas es de 11,89 m<sup>3</sup>/s, es decir, 42.804 m<sup>3</sup>/h se sustituye en la Ecuación 9.2.

$$-0,0001 \cdot (42.804)^2 + 7,1345 \cdot 42.804 + 7.251,8 = 129.418,70 \text{ €}$$

Aplicando el 21% correspondiente a impuestos.

$$129.418,70 + (129.418,70 \cdot 0,21) = 156.596,63 \text{ €}$$

### 9.1.5. Equipo de limpieza de aire a presión

El sistema de limpieza de las mangas filtrantes requiere la instalación de un equipo de aire a presión, el cual tiene un precio de 336,22€, que al aplicarle el impuesto correspondiente del 21% alcanza una cifra de 425,6€.

### 9.1.6. Ventiladores

En el caso de los tres ventiladores necesarios para el funcionamiento del sistema, tras consultar los catálogos de los fabricantes correspondientes se ha fijado un precio de 413,5€ en el caso de los ventiladores más pequeños, que requieren una potencia de 3kW, y 4.823,66€ en el caso del ventilador más grande el cual requiere una potencia bastante mayor de 45 kW.

Aplicando el 21% correspondiente al IVA.

$$413,5 + (413,5 \cdot 0,21) = 523,4€$$

$$4.823,66 + (4.823,66 \cdot 0,21) = 6.105,9€$$

Por tanto, el coste generado por los ventiladores, teniendo en cuenta que se han de instalar dos del más pequeño, asciende a 7.152,7€.

### 9.1.7. Controladores

Para asegurar la seguridad de la planta se necesitan controladores, tanto de presión como de temperatura. Para ello se necesitan unos medidores de estas unidades, que, según los catálogos consultados, fijan su precio en 130,3€ los de presión y 271€ los de temperatura. Dado que son precios sin IVA se calcula el impuesto para conocer el valor real.

$$130,3 + (130,3 \cdot 0,21) = 164,9€$$

$$271 + (271 \cdot 0,21) = 343€$$

Como se necesitan dos controladores de cada el precio total alcanzado es de 1.015,8€.

### 9.1.8. Coste anual

Para poder conocer la inversión anual que representa el sistema de depuración diseñado, se ha de tener en cuenta el tiempo de amortización de los equipos instalados. Por una parte, la vida útil de las mangas filtrantes es mucho más corta que la del resto de los equipos por lo que se hará un cálculo diferenciado, donde se aplicará una amortización de 1,5 años tal y como indica el fabricante. Por otra parte, para el resto de los equipos del sistema se supone un tiempo de amortización de 10 años.

Así, en el caso de las mangas filtrantes se divide el coste total entre 1,5 años.

$$\text{Coste anual mangas: } \frac{33825,6 \text{ €}}{1,5 \text{ año}} = 22.550,4\text{€}$$

En el caso del resto de los equipos, primero se ha de hacer la suma total de los costes de todos ellos y después dividir entre los diez años de amortización considerados para el cálculo anual.

$$\begin{aligned} \text{Coste total equipos: } & 2.522,23 + 1.798,6 + 156.596,63 + 425,6 + 7.152,5 + 1.015,8 = \\ & 169.511,36 \text{ €} \end{aligned}$$

$$\text{Coste anual equipos: } \frac{169.511,36 \text{ €}}{10 \text{ año}} = 16.951,14\text{€}$$

Por tanto, el coste anual de todos los equipos instalados en el sistema asciende a 39.501,54€.

## 9.2. Costes de operación

### 9.2.1. Coste reactivo

Tras consultar precios a empresas suministradoras de hidróxido cálcico, se ha fijado un precio de 0,268€/kg que incluye el material y su suministro en la planta. Teniendo en cuenta los cálculos de reactivo necesario y los días funcionamiento anuales, se calcula el coste de reactivo por año.

$$262,47 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{día}} \cdot \frac{335 \text{ días}}{\text{año}} \cdot \frac{0,268 \text{ €}}{\text{kg Ca(OH)}_2} = 23.564,56\text{€/año}$$

### 9.2.2. Coste residuo

Dado que los residuos producidos en el filtro como consecuencia de las reacciones producidas han de ser tratados correctamente por una empresa externa que se ocupe de su retirada y tratamiento se han de considerar los costes de estas operaciones. En la Tabla 9.3 se resumen los residuos que hay que tratar, la cantidad de cada uno y el coste de su tratamiento.

**Tabla 9.3.** Recopilación de los datos de los residuos.

Residuo	Cantidad (kg/día)	Coste de tratamiento (€/kg)
CaF <sub>2</sub>	38,66	0,22
CaCl <sub>2</sub>	26,89	0,17
CaSO <sub>4</sub>	77,86	0,12
Ca(OH) <sub>2</sub> contaminado	143,92	0,10

Multiplicando la cantidad producida en cada caso por el coste del tratamiento de obtiene el coste diario total.

Coste diario residuo:  $38,66 \cdot 0,22 + 26,89 \cdot 0,17 + 77,86 \cdot 0,12 + 143,92 \cdot 0,1 = 36,81 \text{ €/día}$

Aplicando los días de trabajo al año de la planta se obtiene el coste anual.

$$\text{Coste anual residuo: } 36,81 \frac{\text{€}}{\text{día}} \cdot \frac{335 \text{ días}}{\text{año}} = 12.331,35 \text{ €/año}$$

### 9.2.3. Coste eléctrico

Para calcular el coste eléctrico anual de operar en la instalación se han de tener en cuenta las potencias de los distintos equipos eléctrico, es decir los ventiladores, el equipo de suministro de aire a presión y el tornillo sin fin suministrador de reactivo. En el caso de los dos últimos equipos la potencia viene dada por el fabricante. Para el precio de la electricidad se ha escogido el valor actual de la electricidad en España que es de 0,124 €/kWh. La Ecuación 9.3 muestra la operación que se ha de llevar a cabo.

$$(V_1 + V_2 + V_3 + V_{\text{aire comprimido}} + V_{\text{tornillo sin fin}}) \text{ kW} \cdot \text{Precio (€/kW}\cdot\text{h)} \quad \text{(Ecuación 9.3)}$$

Aplicando la Ecuación 9.3.

$$\text{Coste electricidad por hora: } (3 + 3 + 45 + 5 + 5) \cdot 0,124 = 7,56 \text{ €/h}$$

Por último, se refiere a coste anual.

$$\text{Coste electricidad por año: } 7,56 \frac{\text{€}}{\text{h}} \cdot \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} \cdot \frac{335 \text{ días}}{\text{año}} = 60.814,56 \text{ €/año}$$

### 9.2.4. Coste total

La suma del coste de reactivo, tratamiento de residuo y electricidad permite conocer el coste total operación.:

$$\text{Coste total anual de operación: } 23.564,56 + 12.331,35 + 60.814,56 = 96.710,47 \text{ €/año}$$

### 9.3. Coste total

Por tanto, el coste anual total del sistema de depuración, suma de los costes de los equipos y los costes de operación, es de 136.212,01 €/año.

Con la finalidad de conocer el coste que tiene tratar los gases por 1m<sup>2</sup> de baldosas cerámicas fabricadas se calcula el coste específico, como cociente entre el coste anual total y la producción anual de baldosas.

$$\text{Coste específico} = \frac{136.212,01 \text{ €/año}}{2.874.669 \text{ m}^2/\text{año}} = 0,0474 \text{ €/m}^2$$

## 10. Estudio de seguridad

De acuerdo a la Ley 31/1995 de prevención de riesgos laborales, es de carácter obligatorio la realización de un estudio a priori de prevención de riesgos laborales, para identificar los posibles riesgos, los daños que podrían causar, valorar las consecuencias y establecer así medidas correctoras que ofrezcan garantías de seguridad.

Uno de los métodos propuestos por la Ley 31/1995, y el que se va a utilizar en este estudio es el método general de valoración de riesgos, INSHT. En este método se establece un índice de tolerabilidad de acuerdo a los criterios de la Tabla 10.1, mostrada a continuación.

**Tabla 10.1.** Índice de tolerabilidad del método INSHT.

		Consecuencias		
		Leve	Importante	Serio
Probabilidad	Poco posible	Trivial	Tolerable	Moderado
	Posible	Tolerable	Moderado	Importante
	Casi seguro	Moderado	Importante	Intolerable

De esta manera, dependiendo del índice de tolerabilidad establecido según la Tabla 10.1 se han de establecer unas medidas más o menos urgentes. La actuación a esta tabla se recoge en estos criterios de decisión.

- Trivial: No requiere acción específica
- Tolerable: No se necesita mejorar la acción preventiva, requieren mejoras de bajo coste y comprobaciones periódicas.
- Moderado: Deben hacerse esfuerzos para reducir el riesgo, con las inversiones necesarias, con un tiempo de actuación determinado.
- Importante: No debe comenzarse el trabajo hasta haber reducido el riesgo, si ya se está realizando el trabajo el tiempo de actuación ha de ser inmediato.

- Intolerable: No debe comenzarse ni continuar el trabajo hasta reducir el riesgo.

Considerando la descripción de riesgos y códigos descrita en la Ley 31/1995, se seleccionan aquellas que afectan de manera más o menos directa a la instalación que se quiere construir.

- Código 01: Caída de personas a distinto nivel

En las partes de los hornos donde se encuentra las chimeneas que se recirculan por el sistema de depuración, hay una plataforma elevada, en la que además de sitúan los Ventiladores 1 y 2

- Código 14: Exposición a temperaturas ambientes extremas

Los gases a tratar salen de un horno, el cual está en el mismo recinto de trabajo y produce una atmosfera a alta temperatura. También las conducciones y el filtro de mangas desprenden calor.

- Código 15: Contactos térmicos

Los hornos, conducciones y el filtro de mangas trabajan a muy alta temperatura viéndose afectadas sus paredes exteriores donde el contacto con ellas puede producir graves quemaduras.

- Código 18: Contacto con sustancias cáusticas o corrosivas

Las sustancias que se tratan en la instalación son contaminantes ácidos y el reactivo empleado es cal. El contacto de alguno de estos productos podría producir lesiones por contacto.

- Código 24: Exposición al ruido

El ambiente en una instalación industrial es ruidos, especialmente el ruido producido por el filtro de mangas que puede llegar a superar los límites admisibles y provocar lesiones en los oídos.

Analizando los riesgos habidos en la instalación y aplicando el método INSHT, descritos anteriormente, se evalúa si es necesaria la puesta en marcha de medidas correctivas en la planta. En la Tabla 10.2 se muestra esta evaluación.

**Tabla 10.2.** Evaluación de los riesgos presentes.

<b>Código</b>	<b>Probabilidad</b>	<b>Consecuencia</b>	<b>Tolerancia</b>
01	Poco posible	Serio	Moderado
14	Casi seguro	Importante	Importante
15	Posible	Importante	Moderado
18	Poco posible	Importante	Tolerable
24	Posible	Leve	Tolerable

Dados los resultados obtenidos se ha de actuar en mayor o menor medida en todos los códigos de los riesgos detectados. Tras el análisis de la situación se ha decidido llevar a cabo las siguientes medidas correctoras.

- Código 01: Caída de personas a distinto nivel

Para inhabilitar de manera prácticamente total la probabilidad de secuso se ha de proceder al vallado de toda la plataforma de trabajo y la instalación de escaleras de seguridad para su acceso.

- Código 14: Exposición a temperaturas ambientes extremas

Para combatir el foco de calor que resulta ser la instalación se establecerá unas líneas de seguridad que solo podrán ser superadas, en caso de necesidad, durante un intervalo de tiempo determinado.

- Código 15: Contactos térmicos

Con la medida correctora expuesta para el Código 14, se subsanaría también el Código 15, añadiendo la correspondiente señalización.

- Código 18: Contacto con sustancias cáusticas o corrosivas

Dado que no requiere grandes mejoras preventivas por su nivel de tolerabilidad, simplemente se establecería un correcto almacenamiento del reactivo empleado para evitar el acceso de personas no autorizadas.

- Código 24: Exposición al ruido

La situación del filtro de mangas en el exterior supone una disminución importante de ruido, y dado que es un riesgo tolerable será suficiente con la correcta empleabilidad de los equipos de protección individual correspondientes.

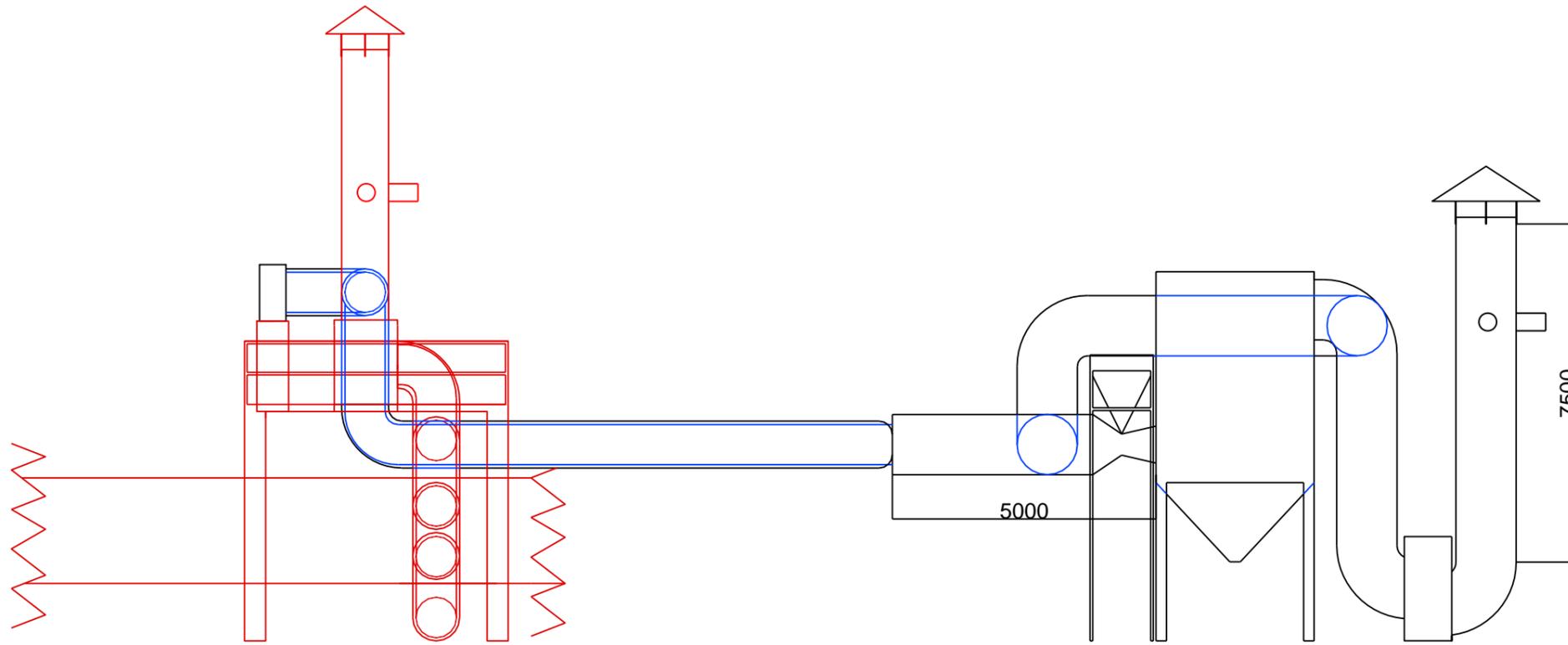
Con las medidas correctoras descritas anteriormente ya se podría empezar a trabajar en la instalación sin que suponga ningún alto riesgo para los trabajadores que allí operen. Aunque cada cierto periodo de tiempo se han de revisar nuevamente los riesgos por si aparecen nuevos o las medidas correctoras no han llegado a hacer su finalidad.



# 4. Planos

## Índice

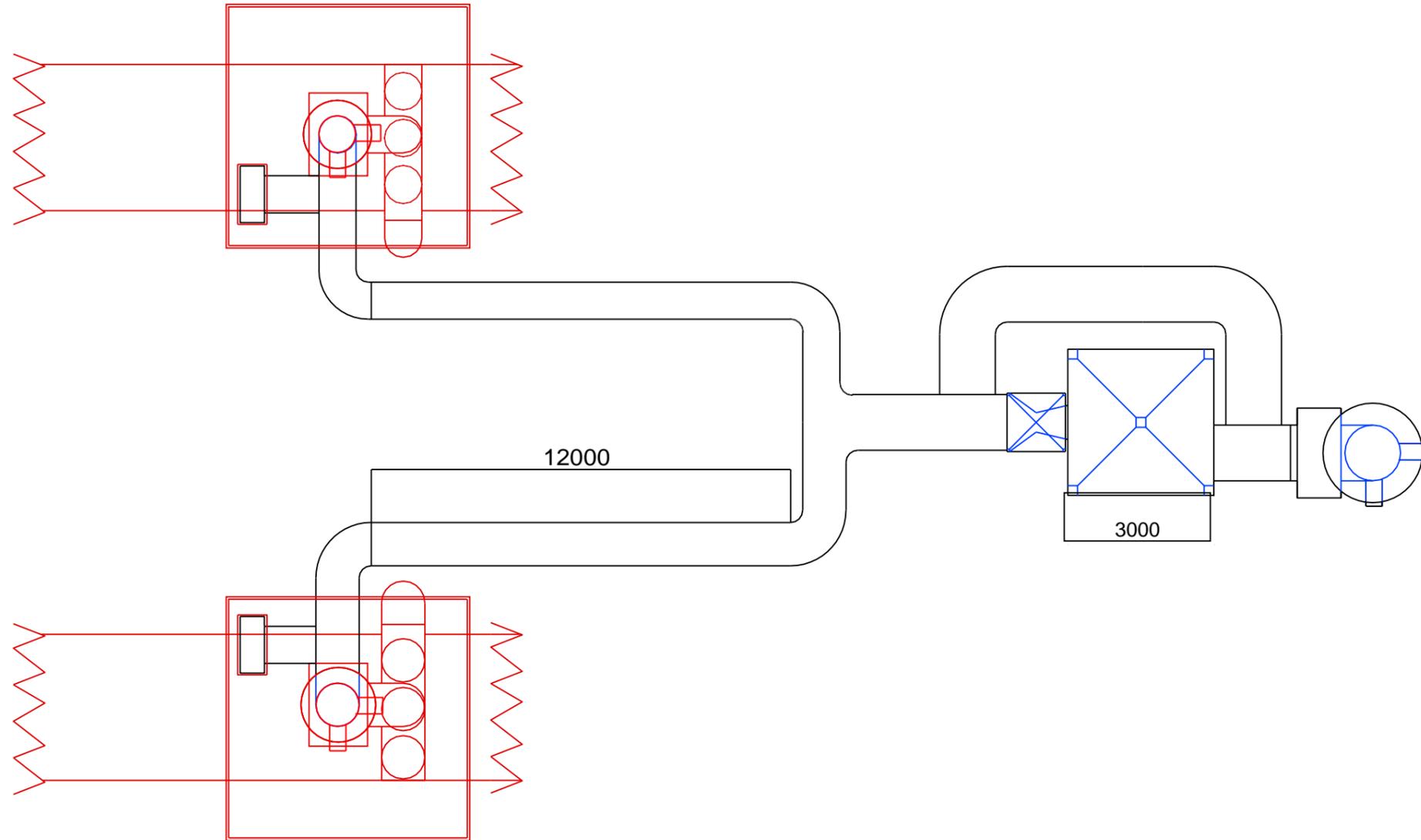
1. Alzaldo del sistema de depuración.....	1
2. Planta del sistema de depuración.....	2
3. Perfil del sistema de depuración.....	3



## Leyenda

	Elementos existentes
	Líneas discontinuas

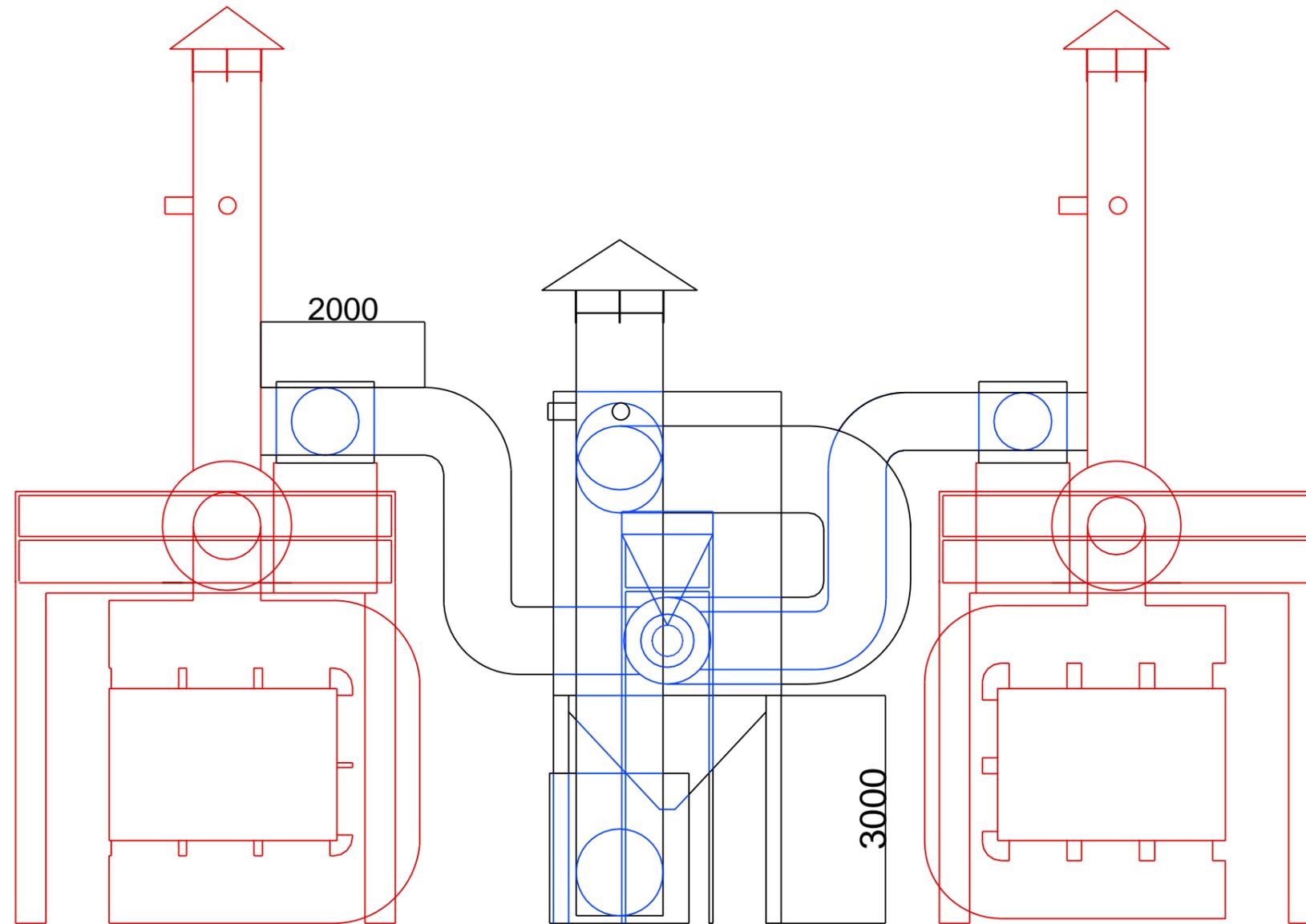
Razón <b>TFG</b>	Escala 1:150	Título <b>Alzado del sistema de depuración</b>	
	Unidades mm	Autor <b>Moreno Ramia, Jorge</b>	Nº Plano <b>1</b>
	Proyección 		



### Leyenda

	Elementos existentes
	Líneas discontinuas

Razón <b>TFG</b>	Escala 1:150	Título <b>Planta del sistema de depuración</b>	
 UNIVERSITAT JAUME I	Unidades mm	Autor <b>Moreno Ramia, Jorge</b>	
	Proyección 	Nº Plano <b>2</b>	



### Leyenda

	Elementos existentes
	Líneas discontinuas

Razón <b>TFG</b>	Escala 1:100	Título <b>Perfil del sistema de depuración</b>	
 UNIVERSITAT JAUME I	Unidades mm	Autor <b>Moreno Ramia, Jorge</b>	Nº Plano <b>3</b>
	Proyección 		



# **5. Pliego de Condiciones**

## Índice

1. Pliego de condiciones generales .....	1
1.1. Disposiciones generales .....	1
1.2. Contrato de obra.....	1
2. Pliego de condiciones de índole facultativa.....	2
2.1. Correspondiente al promotor.....	2
2.2. Correspondientes al proyectista .....	3
2.3. Correspondientes al promotor.....	5
3. Pliego de condiciones de índole económica .....	7
4. Pliego de condiciones de índole legal.....	9
5. Pliego de condiciones de índole técnica.....	10
5.1. Condiciones técnicas generales .....	10
5.2. Condiciones técnicas particulares.....	11

## **1. Pliego de condiciones generales**

### **1.1. Disposiciones generales**

El presente Pliego de Condiciones tiene por finalidad regular la ejecución de la obra fijando los niveles técnicos y de calidad exigibles, definiendo las intervenciones que corresponden, según el contrato y de acuerdo a la legislación aplicable, al promotor, al contratista, sus técnicos y encargados, así como las relaciones entre ellos y sus correspondientes obligaciones en concordancia al cumplimiento del contrato de obra.

### **1.2. Contrato de obra**

El presente contrato de obra, tiene por objetivo la construcción de un sistema de depuración de contaminantes ácidos en hornos cerámicos. Se recomienda la contratación de la ejecución de las obras por unidades de obra, con arreglo a los documentos del proyecto y en cifras fijas. El Director de Obra ofrecerá la documentación necesaria para su realización.

En el contrato se integran los siguientes documentos relacionados por orden de actuación en caso de contradicción entre las partes.

1. Las condiciones fijadas en el propio documento de contrato de empresa o arrendamiento de obra.
2. Memoria, planos, mediciones y presupuesto.
3. El presente Pliego de Condiciones particulares.
4. El Pliego de Condiciones de la Dirección general de Arquitectura.

## 2. Pliego de condiciones de índole facultativa

### 2.1. Correspondiente al promotor

- Ostentar sobre la propiedad la titularidad de un permiso que le faculte para construir en él. Facilitar la documentación e información previa necesaria para la redacción del proyecto correspondiente, así como autorizar al director de obra, al director de la ejecución de la obra y al contratista posteriores modificaciones del mismo que fueran imprescindibles para llevar a buen fin el proyecto.
- Elegir y contratar a los distintos agentes, con la titulación y capacitación profesional necesaria, que garanticen el cumplimiento de las condiciones legalmente exigibles para realizar en su globalidad y realizar el objeto de lo promovido, en los plazos estipulados y en las condiciones de calidad mínima exigibles mediante el cumplimiento de los requisitos básicos estipulados para las instalaciones.
- Gestionar y hacerse cargo de las preceptivas licencias y demás autorizaciones administrativas procedentes, de conformidad con la normativa aplicable.
- Garantizar los daños materiales que la instalación pueda sufrir, para la adecuada protección de los intereses de los usuarios finales, en las condiciones legalmente establecidas, asumiendo la responsabilidad civil de forma personal e individualizada, tanto por actos propios como por actos de otros agentes por los que, con arreglo a la legislación vigente, se deba responder.
- Contratar a los técnicos redactores del preceptivo estudio de seguridad y salud o estudio básico, en su caso, al igual que a los técnicos coordinadores en la materia en la fase que corresponda, todo ello según lo establecido en el R.D. 1627/97, de 24 de octubre, por el que se establecen las disposiciones mínimas en materia de seguridad y salud en las obras de construcción.

- El Promotor no podrá dar orden de inicio de las obras hasta que el contratista haya redactado su plan de seguridad y, además, este haya sido aprobado por el coordinador en materia de seguridad y salud en fase de ejecución de la obra, dejando constancia expresa en el acta de aprobación realizada al efecto.
- Efectuar el denominado aviso previo a la autoridad laboral competente, haciendo constar los datos de la obra, redactándolo de acuerdo a lo especificado en el Anexo III del R.D.1627/97. Una copia del mismo deberá exponerse en la obra de forma visible, actualizándolo si fuese necesario.
- Suscribir el acta de recepción final de las obras, una vez concluidas éstas, haciendo constar la aceptación de las obras, que podrá efectuarse con o sin reservas y que deberá abarcar la totalidad de las obras o fases completas. En el caso de hacer mención expresa a reservas para la recepción, deberán mencionarse de manera detallada las deficiencias y se deberá hacer constar el plazo en que deberán quedar subsanados los defectos observados.
- Entregar al adquirente y usuario inicial, en su caso, el manual de uso y mantenimiento del mismo y demás documentación de obra ejecutada, o cualquier otro documento exigible por las administraciones competentes.

## **2.2. Correspondientes al proyectista**

- Redactar el proyecto por encargo del Promotor, con sujeción a la normativa técnica en vigor y conteniendo la documentación necesaria para tramitar tanto la licencia de obras y demás permisos administrativos como para ser interpretada y poder ejecutar totalmente la obra, entregando al promotor las copias autorizadas correspondientes, debidamente visadas por su colegio profesional.

- Definir el concepto global del proyecto de ejecución con el nivel de detalle gráfico y escrito suficiente y calcular los elementos fundamentales de la instalación.
- Concretar en el proyecto el emplazamiento de cuartos de máquinas, de contadores, hornacinas, espacios asignados para subida de conductos, reservas de huecos de ventilación, alojamiento de sistemas de telecomunicación y, en general, de aquellos elementos necesarios en la instalación para facilitar las determinaciones concretas y especificaciones detalladas que son cometido de los proyectos parciales, debiendo estos adaptarse al proyecto de ejecución, y no pudiendo contravenirlo en modo alguno.
- Deberá entregarse necesariamente un ejemplar del proyecto complementario al arquitecto antes del inicio de las obras o instalaciones correspondientes.
- Acordar con el promotor la contratación de colaboraciones parciales de otros técnicos profesionales.
- Facilitar la colaboración necesaria para que se produzca la adecuada coordinación con los proyectos parciales exigibles por la legislación o la normativa vigente y que sea necesario incluir para el desarrollo adecuado del proceso, que deberán ser redactados por técnicos competentes, bajo su responsabilidad y suscritos por persona física. Los proyectos parciales serán aquellos redactados por otros técnicos cuya competencia puede ser distinta e incompatible con las competencias del ingeniero y, por tanto, de exclusiva responsabilidad de estos. Elaborar aquellos proyectos parciales o estudios complementarios exigidos por la legislación vigente en los que es legalmente competente para su redacción, excepto declinación expresa del ingeniero y previo acuerdo con el promotor, pudiendo exigir la compensación económica en concepto de cesión de derechos de autor y de la propiedad intelectual si se tuviera que entregar a otros técnicos, igualmente competentes para realizar el trabajo, documentos o planos del proyecto por él redactado, en soporte papel o informático.

- Ostentar la propiedad intelectual de su trabajo, tanto de la documentación escrita como de los cálculos de cualquier tipo, así como de los planos contenidos en la totalidad del proyecto y cualquiera de sus documentos complementarios.

### **2.3. Correspondientes al promotor**

- Tener la capacitación profesional o titulación que habilita para el cumplimiento de las condiciones legalmente exigibles para actuar como constructor.
- Organizar los trabajos de construcción, redactando los planes de obra que se precisen y proyectando o autorizando las instalaciones provisionales y medios auxiliares de la obra.
- Examinar la documentación aportada por los técnicos redactores correspondientes, tanto del Proyecto de Ejecución como de los proyectos complementarios, así como del Estudio de Seguridad y Salud, verificando que le resulta suficiente para la comprensión de la totalidad de la obra contratada o, en caso contrario, solicitando las aclaraciones pertinentes.
- Elaborar, antes del comienzo de las obras, el plan de seguridad y salud de la obra en aplicación del estudio correspondiente, y disponer, en todo caso, la ejecución de las medidas preventivas, velando por su cumplimiento y por la observancia de la normativa vigente en materia de seguridad e higiene en el trabajo.
- Ostentar la Jefatura de todo el personal que intervenga en la obra y coordinar las intervenciones de los subcontratistas y trabajadores autónomos.
- Asegurar la idoneidad de todos y cada uno de los materiales y elementos constructivos que se utilicen, comprobando los preparados en obra y rechazando los suministros o prefabricados que no cuenten con las garantías o documentos de idoneidad requeridos por las normas de aplicación.

- Disponer de los medios materiales y humanos que la naturaleza y entidad de la obra impongan, disponiendo del número adecuado de oficiales, suboficiales y peones que la obra requiera en cada momento, bien por personal propio o mediante subcontratistas al efecto, procediendo a solapar aquellos oficios en la obra que sean compatibles entre sí y que permitan acometer distintos trabajos a la vez sin provocar interferencias, contribuyendo con ello a la agilización y finalización de la obra dentro de los plazos previstos.
- Llevar a cabo la ejecución material de las obras de acuerdo con el proyecto, las normas técnicas de obligado cumplimiento y las reglas de la buena construcción.
- Custodiar el Libro de órdenes y seguimiento de la obra, y dar el enterado a las anotaciones que se practiquen en el mismo.
- Facilitar al Aparejador o Arquitecto Técnico, con antelación suficiente, los materiales precisos para el cumplimiento de su cometido.
- Preparar las certificaciones parciales de obra y la propuesta de liquidación final. Así como suscribir con el Promotor el acta de recepción de la obra.
- Concertar los seguros de accidentes de trabajo y de daños a terceros durante la obra.
- Suscribir las garantías de obra que se señalan en el Artículo 19 de la Ley de Ordenación de la Edificación y que, en función de su naturaleza, alcanzan períodos de 1 año (daños por defectos de terminación o acabado de las obras), 3 años (daños por defectos o vicios de elementos constructivos o de instalaciones que afecten a la habitabilidad) o 10 años (daños en cimentación o estructura que comprometan directamente la resistencia mecánica y la estabilidad de la instalación).
- El Constructor dará comienzo a las obras en el plazo marcado en el Pliego de Condiciones particulares, desarrollándolas en la forma necesaria para que dentro de los periodos parciales en aquel ejecutados los trabajos correspondientes y, en

consecuencia, la ejecución total se lleve a efecto dentro del plazo exigido en el Contrato. Obligatoriamente y por escrito deberá el contratista dar cuenta al Director de Obra del comienzo de los trabajos al menos con tres días de antelación.

### 3. Pliego de condiciones de índole económica

- Se aconseja que se firme el contrato de obra, entre el Promotor y el Contratista, antes de iniciarse las obras, evitando en lo posible la realización de la obra por administración. A la Dirección Facultativa se le facilitará una copia del contrato de obra, para poder certificar los términos pactados.

Sólo se aconseja contratar por administración aquellas partidas de obra irrelevantes y de difícil cuantificación, o cuando se desee un acabado muy esmerado.

El contrato de obra deberá prever las posibles interpretaciones y discrepancias que pudieran surgir entre las partes, así como garantizar que la Dirección Facultativa pueda, de hecho, COORDINAR, DIRIGIR y CONTROLAR la obra, por lo que es conveniente que se especifiquen y determinen con claridad, como mínimo, los siguientes puntos:

- Documentos a aportar por el Contratista.
- Condiciones de ocupación del edificio e inicio de las obras.
- Determinación de los gastos de enganches y consumos.
- Responsabilidades y obligaciones del Contratista: Legislación laboral.
- Responsabilidades y obligaciones del Promotor.
- Presupuesto del Contratista.
- Revisión de precios.
- Forma de pago: Certificaciones.
- Retenciones en concepto de garantía (nunca menos del 5%).
- Plazos de ejecución: Planning.
- Retraso de la obra: Penalizaciones.
- Recepción de la obra: Provisional y definitiva.
- Litigio entre las partes.

Dado que este Pliego de Condiciones Económicas es complemento del contrato de obra, en caso de que no exista contrato de obra alguno entre las partes se le comunicará a la Dirección Facultativa, que pondrá a disposición de las partes el presente Pliego de Condiciones Económicas que podrá ser usado como base para la redacción del correspondiente contrato de obra.

- Todos los agentes que intervienen en el proceso de la construcción, definidos en la Ley 38/1999 de Ordenación de la Edificación (L.O.E.), tienen derecho a percibir puntualmente las cantidades devengadas por su correcta actuación con arreglo a las condiciones contractualmente establecidas, pudiendo exigirse recíprocamente las garantías suficientes para el cumplimiento diligente de sus obligaciones de pago.
- Si el Contratista, antes de la firma del contrato de obra, no hubiese hecho la reclamación u observación oportuna, no podrá bajo ningún pretexto de error u omisión reclamar aumento de los precios fijados en el cuadro correspondiente del presupuesto que sirva de base para la ejecución de las obras.
- Si el Contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para ultimar la obra en las condiciones contratadas. el arquitecto-director, en nombre y representación del promotor, los ordenará ejecutar a un tercero, o, podrá realizarlos directamente por administración, abonando su importe con la fianza o garantía, sin perjuicio de las acciones a que tenga derecho el promotor, en el caso de que el importe de la fianza o garantía no bastare para cubrir el importe de los gastos efectuados en las unidades de obra que no fuesen de recibo.
- La indemnización por retraso en la terminación se establecerá en un porcentaje del importe total de los trabajos contratados o cantidad fija, que deberá indicarse en el Contrato suscrito entre Contratista y Promotor, por cada día natural de retraso, contados a partir del día de terminación fijado en el Calendario de obra. Las sumas resultantes se descontarán y retendrán con cargo a la fianza o a la retención.

- El Contratista estará obligado a asegurar la obra contratada durante todo el tiempo que dure su ejecución hasta la recepción definitiva; la cuantía del seguro coincidirá en cada momento con el valor que tengan por contrata los objetos asegurados.
- Cuando durante la ejecución de las obras ocupe el contratista, con la necesaria y previa autorización del promotor, edificios o haga uso de materiales o útiles pertenecientes al mismo, tendrá obligación de repararlos y conservarlos para hacer entrega de ellos a la terminación del contrato, en perfecto estado de conservación, reponiendo los que se hubiesen inutilizado, sin derecho a indemnización por esta reposición ni por las mejoras hechas en los edificios, propiedades o materiales que haya utilizado.
- Si el Promotor no efectuase el pago de las obras ejecutadas, dentro del mes siguiente al que se hubiere comprometido, el Contratista tendrá el derecho de percibir la cantidad pactada en el Contrato suscrito con el Promotor, en concepto de intereses de demora, durante el espacio de tiempo del retraso y sobre el importe de la mencionada certificación. Si aún transcurrieran dos meses a partir del término de dicho plazo de un mes sin realizarse dicho pago, tendrá derecho el Contratista a la resolución del contrato, procediéndose a la liquidación correspondiente de las obras ejecutadas y de los materiales acopiados, siempre que éstos reúnan las condiciones preestablecidas y que su cantidad no exceda de la necesaria para la terminación de la obra contratada o adjudicada.

### **3 Pliego de condiciones de índole legal**

- El Contratista, con carácter general, está obligado a ejecutar esmeradamente todas las obras que se le asignan, así como a cumplir rigurosamente todas las condiciones estipuladas en este Pliego o en el Contrato.

- De la calidad y buena ejecución de las obras contratadas, el Contratista será el único responsable, no teniendo derecho a indemnizaciones en el caso de mayor precio que pudiese costarle la obra, ni por las erradas maniobras que cometiera durante la construcción, siendo a su cuenta y riesgo independientemente de la inspección que de ellas haya podido haber hecho el Técnico Director de obra.
- La rescisión, si se produjera, se regirá por el Reglamento General de Contratación para Aplicación de la Ley de Contratos de Estado, por el Pliego de Cláusulas Administrativas Generales y demás disposiciones vigentes. Serán causas suficientes de rescisión las siguientes:
  - Muerte o incapacitación del Contratista.
  - Quiebra del Contratista.
  - Alteraciones del contrato por modificación del proyecto, variación en las unidades de obra, incumplimiento de contrato o abandono o suspensión de la obra sin causa justificada.
- La formalización del contrato se verificará por documento privado con el compromiso por ambas partes, Propiedad y Contratista de elevarlo a Documento Público a petición de cualquiera de ellos, como complemento del Contrato, los Planos y demás documentos del Proyecto irán firmados por ambos.

#### **4. Pliego de condiciones de índole técnica**

##### **4.1. Condiciones técnicas generales**

- Los productos, equipos y sistemas suministrados deberán cumplir las condiciones que sobre ellos se especifican en los distintos documentos que componen el Proyecto. Asimismo, sus calidades serán acordes con las distintas normas que sobre ellos estén publicadas y que tendrán un carácter de complementariedad a este apartado del pliego. Tendrán preferencia en cuanto a su aceptabilidad aquellos materiales que

estén en posesión de documento de idoneidad técnica que avale sus cualidades, emitido por organismos técnicos reconocidos.

- El contratista será responsable de que los materiales empleados cumplan con las condiciones exigidas, independientemente del nivel de control de calidad que se establezca para la aceptación de los mismos.
- El contratista notificará al director de ejecución de la obra, con suficiente antelación, la procedencia de los materiales que se proponga utilizar, aportando, cuando así lo solicite el director de ejecución de la obra, las muestras y datos necesarios para decidir acerca de su aceptación.
- Estos materiales serán reconocidos por el director de ejecución de la obra antes de su empleo en obra, sin cuya aprobación no podrán ser acopiados en obra ni se podrá proceder a su colocación. Así mismo, aún después de colocados en obra, aquellos materiales que presenten defectos no percibidos en el primer reconocimiento, siempre que vaya en perjuicio del buen acabado de la obra, serán retirados de la obra. Todos los gastos que ello ocasionase serán a cargo del Contratista.
- En los materiales y equipos con garantía propia, se trasladará la garantía que concede el fabricante.

#### **4.2. Condiciones técnicas particulares**

- En la instalación de las conducciones y accesorios de las mismas se utilizará, tal y conforme se especifica en la memoria, acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), con diferentes diámetros según el tramo del sistema.

- Así mismo se utilizará el mismo material, acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), para la construcción del silo de almacenamiento, la estructura del filtro de mangas y chimenea.
- Los ventiladores instalados en el sistema serán de potencia igual o superior a la indicada en la memoria del proyecto.
- El material de las mangas filtrantes instaladas debe ser Nomex Teflonado. En caso de tener que ser reemplazado se utilizará un material con igual o mayor temperatura de trabajo y con unas condiciones de resistencia similares.
- Los demás materiales que se utilicen en la obra y que se hubiesen dejado de consignar en este Pliego de Condiciones serán de primera calidad y reunirán las condiciones de bondad necesarias a juicio de la Dirección Técnica.



# **6. Estado de Mediciones**

**Índice**

1. Estado de mediciones.....	1
1.1. Equipos .....	1
1.2. Conducciones y accesorios.....	2

## 1. Estado de mediciones

En el presente estado de mediciones se han desglosado todas las partidas que influyen en el presupuesto final del proyecto, determinando las unidades y cantidades necesarias en cada caso.

En total, componen este proyecto un total de 2 partidas:

- Equipos
- Conducciones y accesorios

### 1.1. Equipos

En la Tabla 1.1 se muestra el estado de mediciones referido a todos los equipos que comprenden el sistema de depuración.

**Tabla 1.1.** Estado de mediciones de equipos.

Elemento	Unidad	Cantidad
Ventilador centrifugo de 3 kW	Ud.	2
Ventilador centrifugo de 45 kW	Ud.	1
Reactor de 1 m <sup>3</sup> de capacidad	Ud.	1
Tornillo sin fin de potencia 5 kW	Ud.	1
Estructura filtro de mangas de 3×3×7	Ud.	1
Mangas filtrantes de nómex teflonado de diámetro 0,25 m y longitud 4 m	Ud.	144
Equipo de limpieza de aire a presión de 5 kW	Ud.	1
Controlador de presión	Ud.	2
Controlador de temperatura	Ud.	2

## 1.2. Conducciones y accesorios

En la Tabla 1.2 se muestra el estado de mediciones referido a las conducciones y accesorios presente en el proyecto.

**Tabla 1.2.** Estado de mediciones de conducciones y accesorios.

Elemento	Unidad	Cantidad
Tubería de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=65 mm, espesor 3,6 mm	m	17
Tubería de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=80 mm, espesor 4,0 mm	m	17
Tubería de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=100 mm, espesor 4,5 mm	m	33,5
Codo de 90° estándar de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=65 mm.	Ud.	2
Codo de 90° estándar de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=80 mm.	Ud.	2
Codo de 90° estándar de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=100 mm.	Ud.	6
T estándar de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=100 mm.	Ud.	1
Entradas ligeramente redondeadas de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=65 mm.	Ud.	2
Entradas ligeramente redondeadas de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=80 mm.	Ud.	2
Entradas ligeramente redondeadas de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=100 mm.	Ud.	2
Salida ligeramente redondeadas de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=100 mm.	Ud.	2
Salida encañonada de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=100 mm.	Ud.	1

**Tabla 1.2.** Estado de mediciones de conducciones y accesorios.

<b>Elemento</b>	<b>Unidad</b>	<b>Cantidad</b>
Sombre chino de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN= 100 mm.	Ud.	1
Válvula de seguridad de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN= 100 mm.	Ud.	2
Venturi de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), D	Ud.	1



# 7. Presupuesto

## Índice

1. Presupuesto de ejecución del material .....	1
1.1. Equipos .....	1
1.2. Conducciones y accesorios.....	2
1.3. Partida mano de obra.....	4
1.4. Presupuesto de ejecución del material total .....	4
2. Presupuesto de ejecución por contrata.....	5

## 1. Presupuesto de ejecución del material

El presupuesto de ejecución del material se ha desglosado en diferentes partidas diferentes según el tipo de utensilio. Estas son las tres partidas clasificatorias.

- Equipos
- Conducciones y accesorios
- Mano de obra

### 1.1. Equipos

La partida de equipos está formada por todos los equipos de actuación, así como las estructuras necesarias para el buen funcionamiento de estos.

**Tabla 1.1.** Presupuesto de la partida de equipos.

Elemento	Unidad	Cantidad	Precio por unidad (€)	Precio total (€)
Ventilador centrifugo de 3 Kw	Ud.	2	523,4	1.046,8
Ventilador centrifugo de 45 kW	Ud.	1	6.105,9	6.105,9
Silo de 1 m <sup>3</sup> de capacidad	Ud.	1	600	600
Tornillo sin fin de potencia 5 kW	Ud.	1	1.198,6	1.198,6
Estructura filtro de mangas de 3×3×7	Ud.	1	156.596,63	156.596,63
Mangas filtrantes de nómex teflonado de diámetro 0,25 m y longitud 4 m	Ud.	144	234,9	33.825,6
Equipo de limpieza de aire a presión de 5 Kw	Ud.	1	425,6	425,6
Controlador de presión	Ud	2	164,9	329,8
Controlador de temperatura	Ud	2	343	686
<b>Total</b>				<b>200.814,93</b>

## 1.2. Conducciones y accesorios

La partida de conducciones y accesorios está compuesta por todos los tramos rectos de las conducciones y sus accesorios para cambiar el rumbo de la corriente según las necesidades.

**Tabla 1.2.** Presupuesto de la partida de conducciones y accesorios.

Elemento	Unidad	Cantidad	Precio por unidad (€)	Precio total (€)
Tubería de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=65 mm, espesor 3,6 mm	m	17	16,88	286,96
Tubería de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=80 mm, espesor 4,0 mm	m	17	21,93	372,81
Tubería de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=100 mm, espesor 4,5 mm	m	33,5	32,34	1.083,39
Codo de 90° estándar de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=65 mm.	Ud.	2	21,44	42,88
Codo de 90° estándar de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=80 mm.	Ud.	2	27,02	54,04
Codo de 90° estándar de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=100 mm.	Ud.	6	39,86	239,16
T estándar de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=100 mm.	Ud.	1	45,73	45,73

**Tabla 1.2.** Presupuesto de la partida de conducciones y accesorios.

Elemento	Unidad	Cantidad	Precio por unidad (€)	Precio total (€)
Entradas ligeramente redondeadas de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=65 mm.	Ud.	2	5,22	10,44
Entradas ligeramente redondeadas de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=80 mm.	Ud.	2	7,46	14,92
Entradas ligeramente redondeadas de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=100 mm.	Ud.	2	10,3	20,6
Salida ligeramente redondeadas de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=100 mm.	Ud.	2	10,3	20,6
Salida encañonada de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN=100 mm.	Ud.	1	10,3	10,3
Sombre chino de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN= 100 mm.	Ud.	1	45	45
Válvula de seguridad de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), DN= 100 mm.	Ud.	2	90	180
Venturi de acero EN 10255 serie media M (DIN 2440), D	Ud.	1	106,4	106,4
<b>Total</b>				2.522,23

### 1.3. Partida mano de obra

Los costes de la mano de obra, según las estimaciones proporcionadas por el colegio de ingenieros industriales de la Comunidad Valenciana son un 15% del precio de los equipos principales.

**Tabla 1.3.** Presupuesto partida mano de obra.

Elemento	Unidad	Cantidad	Precio total (€)
Mano de obra	%	15	30.122,2
<b>Total</b>			30.122,2

### 1.4. Presupuesto de ejecución del material total

Como suma de las tres partidas mostradas anteriormente se obtiene el presupuesto de ejecución del material total (PEM).

**Tabla 1.4.** Presupuesto de ejecución del material total.

Elemento	Precio total (€)
Equipos	200.814,9
Conducciones y accesorios	2.533,23
Mano de obra	30.122,2
<b>Total</b>	233.470,37

## 2. Presupuesto de ejecución por contrata

El Presupuesto de ejecución por contrata se halla teniendo en cuenta el PEM, los gastos generales, que son un 15% del PEM e incluyen los gastos debidos a licencias, seguridad y salud y tratamiento y vertido de residuos, y el beneficio industrial, un 6% del PEM. Éste PEC se muestra en la Tabla 2.1.

**Tabla 2.1.** Presupuesto de ejecución por contrata.

<b>Elemento</b>	<b>Precio total (€)</b>
PEM	233.470,37
Gastos generales	35.020,55
Beneficio industrial	14.008,22
<b>Total</b>	<b>282.499,14</b>

El presupuesto total del proyecto Sistema de depuración de contaminantes ácidos en hornos cerámicos asciende a **DOS CIENTOS OCHENTA Y DOS MIL CUATRO CIENTOS NOVENTA Y NUEVE COMA CATORCE EUROS.**

