



Universidad de  
Oviedo



# **ESCUELA POLITÉCNICA DE INGENIERÍA DE GIJÓN.**

## **MÁSTER UNIVERSITARIO EN INGENIERÍA INDUSTRIAL**

### **ÁREA DE ENERGÍA**

**TRABAJO FIN DE MÁSTER Nº 18010107**

***Proyecto de sustitución de un horno para la regeneración  
de purificadores***

**MEMORIA**

**D. TEJEDOR GONZÁLEZ, Jorge**  
**TUTOR: D. FERNÁNDEZ GARCÍA, Francisco Javier**

**FECHA: Julio 2018**



## ÍNDICE

<b>1.- Introducción .....</b>	<b>1</b>
1.1.1.- Objetivo y Alcance.....	1
<b>2.- Descripción del proceso .....</b>	<b>3</b>
2.1.- Descripción horno de regeneración .....	5
<b>3.- Estudio de la transferencia de calor .....</b>	<b>7</b>
3.1.- Reacción de combustión .....	8
3.1.1.- Combustible .....	8
3.1.2.- Reacción.....	11
3.2.- Propiedades de los gases.....	12
3.3.- Condiciones exteriores.....	13
3.4.- Geometría del horno .....	13
3.5.- Condiciones de partida.....	16
3.6.- Definición del algoritmo del intercambio de calor .....	16
3.7.- Temperatura adiabática de llama .....	19
3.7.1.- Resultados .....	21
3.8.- Radiación en medio participante.....	22
3.9.- Convección entre la pared de la cámara de combustión y el nitrógeno.....	24
3.9.1.- Procedimiento de cálculo .....	26
3.10.- Radiación Hogar-Carcasa .....	28
3.11.- Pérdidas por conducción con el exterior.....	29
3.12.- Convección Carcasa-Nitrógeno .....	29
3.12.1.- Resolución del algoritmo para obtener la temperatura de la pared.....	30
3.13.- Convección en los tubos de extracción.....	30
3.13.1.- Metodología de cálculo .....	31
3.13.2.- Diferencia de temperatura .....	32
3.13.3.- Área de intercambio .....	32
3.13.4.- Coeficiente global de transferencia de calor .....	33
3.13.5.- Convección en el interior de la tubería .....	33
3.13.6.- Convección por el exterior de la tubería .....	34
3.13.7.- Calor intercambiado .....	35
3.14.- Evaluación final .....	35



3.15.- Resultados .....	36
3.15.1.- Longitudes estudiadas .....	36
3.15.2.- Temperatura de la carcasa.....	36
3.15.3.- Temperatura de la pared.....	37
3.15.4.- Temperatura de humos a la salida.....	38
3.15.5.- Temperatura de nitrógeno de salida.....	38
3.15.6.- Área máxima .....	39
3.15.7.- Longitud del horno estudiado .....	40
3.15.8.- Temperaturas finales .....	40
3.15.9.- Coeficientes de película .....	41
3.15.10.- Calor intercambiado .....	41
3.16.- Comprobación con el horno real.....	42
<b>4.- Planificación de la sustitución del horno .....</b>	<b>44</b>
4.1.- Instalación de gas natural.....	44
4.2.- Obra civil .....	45
4.2.1.- Fuerza del viento .....	45
4.2.2.- Cálculo de vuelco.....	46
4.3.- Ejecución .....	48
4.3.1.- Procedimiento .....	48
4.4.- Tubería de nitrógeno.....	48
4.4.1.- Tubería de entrada de nitrógeno.....	50
4.4.2.- Tubería de salida de nitrógeno .....	50
<b>5.- Planificación .....</b>	<b>51</b>
<b>6.- Análisis de ahorro energético.....</b>	<b>53</b>
6.1.- Ahorro energético anual.....	55
<b>7.- Análisis de ahorro económico .....</b>	<b>56</b>
7.1.- Análisis de la rentabilidad .....	56
7.1.1.- Valor actual neto .....	57
7.1.2.- Tasa interna de retorno.....	58
<b>8.- Bibliografía .....</b>	<b>60</b>



## ÍNDICE DE FIGURAS Y TABLAS

Figura 2.1.- Diagrama de proceso simplificado (6) .....	3
Figura 2.2.- Circuito del horno de regeneración simplificado (6).....	5
Figura 3.1.- Modelo simplificado de la parte trasera del horno .....	7
Figura 3.2.- Modelo simplificado de la parte delantera del horno .....	7
Figura 3.3.- Modelo de la cámara de combustión .....	14
Figura 3.4.- Perímetro a rellenar de tubos.....	15
Figura 3.5.- Posición de los tubos .....	15
Figura 3.6.- Bucle de iteración de la temperatura de salida del nitrógeno .....	17
Figura 3.7.- Bucle de iteración de la temperatura de pared .....	18
Figura 3.8.- Flujo de calor llama-hogar-carcasa .....	18
Figura 3.9.- Bucle iterativo de la temperatura de salida de los gases de escape .....	19
Figura 3.10.- Flujo de calor en el horno.....	19
Figura 3.11.- Disposición geométrica para la correlación del tubo helicoidal.....	25
Figura 3.12.- Nitrógeno circulando alrededor del hogar.....	25
Figura 3.13.- Distribución de áreas .....	28
Figura 3.14.- Cilindro sometido a flujo cruzado (23 pág. 5) .....	31
Figura 3.15.- Flujo por el interior de tuberías (23 pág. 3).....	31
Figura 3.16.- Temperatura de la carcasa en función de la longitud de la cámara de combustión .....	37
Figura 3.17.- Temperatura de la pared de la cámara de combustión frente a su longitud .....	37
Figura 3.18.- temperatura de salida de los humos por la chimenea frente a la longitud del hogar. ....	38
Figura 3.19.- Temperatura de salida del nitrógeno frente a la longitud del horno.....	39
Figura 4.1.- Esquema para el cálculo del vuelco, vista de perfil .....	46
Figura 4.2.- Esquema para cálculo del vuelco, vista en alzado.....	47
Figura 4.3.- Situación general de la nueva instalación y la vieja.....	49
Figura 4.4.- Brida Slip-on DN500 PN6 .....	50
Figura 5.1.- Gant de la obra .....	51
Figura 5.2.- Diagrama Gant del día de la parada .....	51



Tabla 2.1.- Temperatura de ebullición a 5.5 bar (6).....	4
Tabla 3.1.- Masa molar de los átomos involucrados en la combustión .....	9
Tabla 3.2.- Masa molar de los compuestos involucrados en la combustión .....	10
Tabla 3.3.- Masa introducida de combustible .....	10
Tabla 3.4.- Masa introducida de metano, etano y propano .....	11
Tabla 3.5.- Masa de los reactivos.....	11
Tabla 3.6.- Masa de los productos .....	11
Tabla 3.7.- Proporción molar, masa molar y constante de la mezcla de gases de combustión .....	12
Tabla 3.8.- Temperaturas supuestas iniciales.....	16
Tabla 3.9.- Entalpía estándar de formación de los compuestos de la combustión.....	20
Tabla 3.10.- Número de moles de los reactivos .....	21
Tabla 3.11.- Número de moles de productos .....	21
Tabla 3.12.- Coeficientes para el cálculo analítico de radiación.....	23
Tabla 3.13.- Tabla de áreas máximas de intercambio .....	39
Tabla 3.14.- Temperaturas finales a 77.4 y 75 Nm <sup>3</sup> /h para L=5.5m.....	40
Tabla 3.15.- Coeficientes de película.....	41
Tabla 3.16.- Calores intercambiados para 77.4 y 75 Nm <sup>3</sup> /h y L=5.5m.....	42
Tabla 3.17.- Resultados del estudio .....	42
Tabla 3.18.- Resultados del fabricante (7) .....	43
Tabla 7.1.- Flujo de carga .....	58



# 1.- INTRODUCCIÓN

Este proyecto está realizado con la empresa Praxair, la cual se dedica a la producción y venta de oxígeno, nitrógeno y argón a partir del aire de la atmósfera. La empresa dispone de dos métodos de producción, uno por destilación criogénica y otro por separación. Este proyecto está únicamente relacionado con el proceso de destilación criogénica y consiste en la sustitución de un horno de aire que se utiliza para calentar nitrógeno de deshecho para regenerar el tamiz molecular que se utiliza para purificar el aire que entra en el proceso, eliminando diversos contaminantes.

## 1.1.1.- Objetivo y Alcance

El escaso rendimiento del horno actual junto con la necesidad, no sólo en la empresa sino en todo el país, de aumentar la eficiencia energética y reducir las emisiones, han provocado la necesidad de renovar el horno instalado en 1986.

La necesidad viene derivada no sólo por la propia empresa sino por la Directiva europea 2012/27/UE (1). En la cual el objetivo a cumplir denominado 20/20/20 impone que para 2020 cada país debe aumentar el 20% la eficiencia energética, reducir el 20% de las emisiones contaminantes y que el 20% de la energía primaria venga de fuentes renovables. Según la directiva, cada 3 años hasta 2020 los países miembros deben enviar un informe en el que refleje el progreso.

Para poder implementar esta directiva, España realiza un plan, el Plan Nacional de Acción de Eficiencia Energética. La versión actual es la 2017-2020, y el último informe, de 2015 (2), revela que España ya ha cumplido con su cometido en cuanto a la eficiencia energética.

Aun así, para 2030 la Unión Europea exigirá el plan 30/30/30 donde los valores de 2020 aumentarán al 30%. Es por ello que el ministerio de energía a través del Instituto para la Diversificación y el Ahorro Energético (3) subvencionan proyectos de las empresas para incentivar a que éstas realicen inversiones de mejora de eficiencia energética. Esta es una de las motivaciones de la renovación del horno de regeneración.

Además de la ya mencionada, el ahorro económico derivado de la menor cantidad de combustible utilizada en la combustión es otra buena motivación para renovar el horno actual.

El equipo a introducir no requiere de proyecto de equipo a presión ya que su presión de trabajo no supera los 0.5 barg (4). Con lo que la parte de nitrógeno no requiere ser proyectada.

Por otra parte, la instalación de gas sí que requiere proyecto, ya que la instalación receptora de gas (el horno) es una instalación individual de más de 70 kW (5). Dicho proyecto ha de ser realizado por la empresa instaladora de gas.



Es por ello que este proyecto es únicamente para el Trabajo Fin de Máster. En él se incluyen varios aspectos expuestos a continuación.

Una breve descripción del proceso de destilación de gases del aire, en la que se comentan los equipos utilizados en orden sin contar con la licuefacción para almacenaje de gas licuado bien como back-up o bien para embotellamiento y venta.

Se realiza una breve descripción de la función del horno en el proceso y una pequeña descripción del funcionamiento de ambos hornos.

Una de las partes más importantes es el estudio de intercambio de calor, con el que se pretende desgranar el horno comprado y poder realizar estimaciones en el futuro en el caso de variar condiciones de entrada.

La planificación es una parte trascendental para la sustitución del horno, ya que a partir de ella se puede realizar de una forma más rápida y ágil todos los trabajos implicados. En ella se expone el diseño de la cimentación y los tramos de tubería, así como la instalación de gas natural.

Se elabora un análisis de ahorro energético que será vital para demostrar que la empresa mejora su eficiencia energética de cara a cumplir con los compromisos europeos y además recibir la subvención anteriormente comentada.

De la mano del ahorro energético viene el económico. Es por ello que se realiza un análisis de ahorro económico en el que se trata de reflejar el ahorro anual en energía y la rentabilidad de la inversión.







carbonados ( $C_{4+}$  y  $C_{3+}$ ). Estos prepurificadores están duplicados y funcionan alternativamente en ciclos de 4-8 horas y han de ser regenerados para eliminar la humedad absorbida y poder reutilizar la molécula. Tras la eliminación de contaminantes el aire se hace circular por un filtro de polvo que elimina las partículas restantes (6).

El aire limpio necesita prepararse para la separación, y para ello se ha de alcanzar la temperatura de rocío de los componentes del gas (nitrógeno, oxígeno y argón). Para ello se intercambia calor en el intercambiador de calor primario (PHX) con los gases producto que se encuentran por debajo de  $-157^{\circ}\text{C}$ . De esta forma los gases producto alcanzan la temperatura ambiente y el aire que entrará en las columnas de destilación alcanza los  $-145^{\circ}\text{C}$ .

Tras el PHX se encuentran las dos columnas, la inferior y la superior. Alrededor de una sexta parte del aire se envía a la columna superior y el resto a la inferior. Ésta última se encuentra a más presión que la columna superior por lo que la parte del aire enviada a esta columna se extrae en mitad del proceso y es enviada a la turbina de expansión de la columna superior, en ella el gas pasa de estar a una presión de unos 13 bar a 1.5 y su temperatura desciende desde los  $-100^{\circ}\text{C}$  a los  $-167$ .

El resto del aire se envía a la columna inferior dividiéndose en el camino en dos flujos, uno pasa a través de un intercambiador llamado superheater que enfría el aire y calienta el nitrógeno que entrará posteriormente en el intercambiador de calor primario. De esta forma se consigue bajar la temperatura del aire hasta los  $-167^{\circ}\text{C}$ . El resto del caudal se expande en la turbina de la columna inferior reduciendo la temperatura y la presión hasta los  $-167^{\circ}\text{C}$  y 6 bar respectivamente. Ambas corrientes se unen ya dentro de la columna inferior.

A 6 bar y  $-167^{\circ}\text{C}$  el nitrógeno es gas mientras que el oxígeno y el Argón se encuentran en estado líquido.

<b>Fluido a 5.5 Bara</b>	<b>Temperatura de ebullición (<math>^{\circ}\text{C}</math>)</b>
<b>Nitrógeno</b>	-177.95
<b>Oxígeno</b>	-165.95
<b>Argón</b>	-162.95

Tabla 2.1.- Temperatura de ebullición a 5.5 bar (6)

De esta forma se obtiene gas en la parte superior, el cual es en su mayoría nitrógeno, y líquido en la parte inferior, el cual es en su mayor parte oxígeno y argón. El líquido extraído se envía al superheater para ser intercambiado con los productos otra vez y enfriar aún más para ser posteriormente conducido a la parte media de la columna superior. El gas extraído se recircula con el condensador principal de la columna superior licuando éste y reenviándolo a la columna inferior.

En la columna superior los flujos entrantes son el aire expandido en la turbina de la columna superior y el líquido extraído de la columna inferior. En esta columna el oxígeno



se encuentra en estado líquido en su totalidad y se extrae como producto desde la parte inferior con un 99% de pureza. El nitrógeno en forma de gas criogénico, se extrae desde la parte superior con una pureza de prácticamente el 100% (menos de 10 ppm de oxígeno). El nitrógeno extraído en la parte media-alta de la columna es de deshecho, esta mezcla tiene una pureza en nitrógeno de en torno al 95% por lo que no es vendible. Esta mezcla se utiliza en otros procesos como intercambio de calor aprovechando así su baja temperatura y para la regeneración de los prepurificadores.

En el tramo medio-bajo de la columna superior se extrae gas criogénico en el cuál hay una mezcla de nitrógeno, oxígeno y argón donde éste último es más significativo. Dicha mezcla se envía a la refinería de Argón, que no es más que una tercera columna donde se separa el gas otra vez y se extrae ya el argón.

Tanto el nitrógeno como el oxígeno utilizados como productos y tras intercambiar su baja temperatura para enfriar el aire entrante son impulsados a la red con sus respectivos compresores booster, los cuáles elevan la presión hasta los 24 bar en el caso de los de oxígeno y a los 16 en el caso de los de nitrógeno.

En el proceso también se producen unas extracciones en la columna que son enviadas a almacenaje. En el caso del oxígeno se envía a tanque en estado líquido y en el caso del nitrógeno han de pasar previamente por el licuefactor para cambiar su estado de gas a líquido.

## 2.1.- Descripción horno de regeneración

El horno a sustituir es el encargado de calentar el nitrógeno de deshecho desde una temperatura cercana a los 15°C para la regeneración del tamiz molecular (alúmina y 13X) de los prepurificadores. Este tamiz absorbe la humedad produciéndose una reacción exotérmica con lo que se eleva su temperatura. Si se aporta calor al tamiz, la reacción se invierte, lo que hace que el material filtrante libere los contaminantes almacenados, los cuales se extraen por un venteo al ambiente. Tras esto, la molécula estará lista para volver a operar. El ciclo de trabajo dura ocho horas y tarda tan solo cuatro en regenerarse.

En el horno se quema gas natural y se intercambia el calor de la combustión para calentar el nitrógeno hasta los 225°C temperatura a la cual se produce la regeneración.

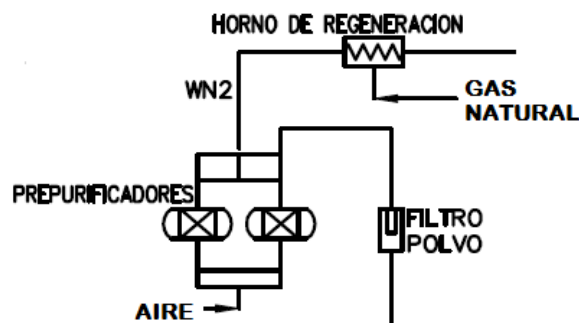


Figura 2.2.- Circuito del horno de regeneración simplificado (6)



El horno viejo es cilíndrico vertical cuyo funcionamiento es similar al de una caldera de vapor acuotubular, en la que el combustible se quema en el hogar y sale por la chimenea intercambiando el calor, fundamentalmente por radiación, con los tubos por donde circula el nitrógeno. Sin embargo, el nuevo horno es horizontal y su funcionamiento es diferente, en este caso son los gases de escape los que se encuentran entubados en el camino hacia la chimenea y el nitrógeno envuelve tanto a los tubos como al hogar produciéndose el intercambio principalmente por convección, tanto con el hogar como con los tubos. De esta forma el intercambio de calor se produce por radiación entre el hogar y la pared que lo rodea y convección entre esa misma pared y el nitrógeno y entre los tubos por los que circulan los gases de escape y el nitrógeno.

Con esto el horno nuevo obtiene, según el fabricante, un rendimiento que ronda el 90% por un escaso 45% que tiene el horno viejo.



### 3.- ESTUDIO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR

El intercambio de calor del horno A-17-LE-120 (7) es muy complejo, además, el fabricante no ha revelado su funcionamiento ni su geometría interna ya que es su especialidad. Lo que sí es conocido es su funcionamiento general. La cámara de combustión es cilíndrica y se ubica en la zona central del horno rodeado por nitrógeno. Ambas bases del cilindro son refractarias mientras que la envolvente es de chapa de acero inoxidable 316, por lo que el nitrógeno no sólo se calienta, sino que ha de distribuirse homogéneamente para refrigerar dicha pared y evitar riesgos de deformaciones en la misma.

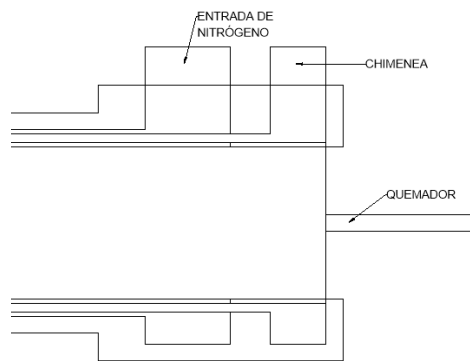


Figura 3.1.- Modelo simplificado de la parte trasera del horno

En la parte final del hogar se produce la extracción de los gases de combustión. Estos gases son conducidos mediante tubos, paralelos a la cámara de combustión, a un colector para finalmente ser expulsados por la chimenea. Estos tubos están ubicados dentro de la cámara por la cual circula el nitrógeno por lo que intercambia calor con él. Los tubos son también de acero inoxidable 316.

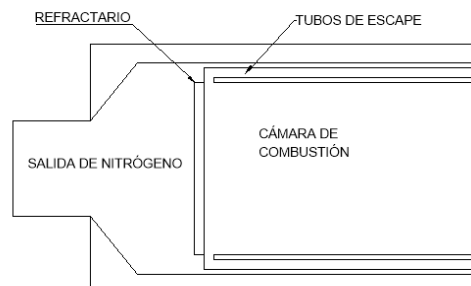


Figura 3.2.- Modelo simplificado de la parte delantera del horno



Debido a la escasez de datos por parte del fabricante, se busca una solución aproximada que pudiese servir para comprobar como variando las condiciones iniciales varía el resultado.

Para realizar el estudio del intercambio será necesario conocer las propiedades de los gases de escape. Para ello se comienza realizando un pequeño estudio de la reacción de combustión.

Aunque la temperatura necesaria para la regeneración son 225°C, el fabricante asegura que alcanza los 300°C (7). Con este estudio de intercambio se espera aproximarse al horno del fabricante, por lo que el objetivo será la temperatura de 300°C y no los 225 necesarios.

Para realizar el cálculo será necesario suponer unos valores iniciales, los cuales se ajustarán mediante un proceso iterativo. La temperatura de salida del nitrógeno es un objetivo, con lo que se buscará que se aproxime a la temperatura necesaria del proceso. Los valores fijados como dato son invariables ya que o bien dependen del proceso previo o de la geometría del resto de la instalación.

Como hipótesis de todo el cálculo se considera todos los gases como gases ideales.

## 3.1.- Reacción de combustión

Esta parte del estudio es vital para conocer la temperatura de llama y el calor intercambiado por radiación en medio participante, ya que son dependientes de la composición de los gases de escape.

Para ello se empieza por estudiar el combustible utilizado, gas natural, y la reacción de combustión que se produce en el hogar.

### 3.1.1.- Combustible

El combustible utilizado en el horno es gas natural con un poder calorífico inferior de 10.5 kWh/Nm<sup>3</sup>. En el quemador entran 77.4 Nm<sup>3</sup>/h por lo que multiplicando el caudal por el poder calorífico inferior referido a caudal se obtendrá la potencia calorífica consumida (7).

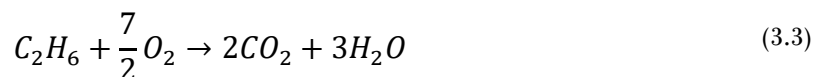
$$\dot{Q} = H_u \cdot \dot{V} = 10.5 \text{ kWh/Nm}^3 \cdot 77.4 \text{ Nm}^3/\text{h} = 812.7 \text{ kW} \quad (3.1)$$

Según la tabla 4 del apartado 5.2 del anexo de la resolución del 22 de septiembre de 2011 del Real Decreto 949/2001 (8 pág. 15), el suministrador de gas a de asegurar que al menos el 95% del gas es metano. Es por ello que la composición del gas que se utilizará para este estudio es del 95% de metano y el restante será un 4% de etano y un 1% de propano.

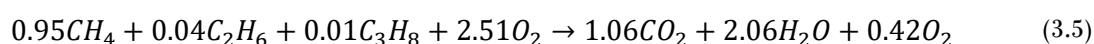
El gas se introducirá con un 20% de aire en exceso, para asegurar la completa combustión del gas y la homogeneidad de la mezcla.



Las reacciones de combustión correspondientes para el metano, el etano y el propano son las siguientes.



Para el cálculo de la reacción se utilizará un mol de combustible y el exceso de aire, por lo que la reacción completa será la siguiente:



También hay que contar con el nitrógeno que, el cual se encuentra en una proporción molar aproximada del 79% en el aire, frente al 21 del oxígeno (9).

$$2.51 \text{ mol } O_2 \cdot \frac{79 \text{ mol } N_2}{21 \text{ mol } O_2} = 9.43 \text{ mol } N_2 \quad (3.6)$$

El nitrógeno es inerte por lo que no reacciona, esto quiere decir que saldrán los mismos moles que entraron.

Considerando la masa molar de cada átomo se obtiene la masa molar de cada componente. El objetivo de esto es calcular el caudal másico de gases a la salida que no sólo es necesario para el cálculo del intercambio, sino que también lo es para el diseño de la chimenea. Las masas molares de cada elemento se pueden ver en la Tabla 3.1.

Masa molar (kg/kmol)	
<b>C</b>	12.01
<b>H</b>	1.008
<b>O</b>	16.00
<b>N</b>	14.01

Tabla 3.1.- Masa molar de los átomos involucrados en la combustión

La masa molar de cada compuesto se puede ver en la Tabla 3.2.



Masa molar (kg/kmol)	
$CH_4$	16.04
$C_2H_6$	30.07
$C_3H_8$	44.10
$O_2$	32.00
$N_2$	28.01
$CO_2$	44.01
$H_2O$	18.02

Tabla 3.2.- Masa molar de los compuestos involucrados en la combustión

Además, para poder conocer el caudal másico de gases de combustión, es necesario conocer el caudal másico a la entrada. Para ello se ha de pasar el caudal volumétrico de combustible a caudal másico y, a partir de la reacción y la proporción molar, hallar el caudal másico del resto de componentes.

Para conocer la masa de los reactivos primero se debe conocer la densidad de los combustibles. Para ello se realiza el siguiente cálculo teniendo en cuenta de que el caudal volumétrico de combustible está en condiciones normales (0°C y presión atmosférica), conociendo la masa molar de cada átomo puro (10) y considerando que es un gas ideal (11).

$$\rho = \frac{P \cdot M_{molar}}{T \cdot R} = \frac{101325(Pa) \cdot M_{molar}(kg/kmol)}{273.15(K) \cdot 8.314 \left( \frac{kJ}{kmol \cdot K} \right) \cdot \frac{1000(J)}{1(kJ)}} \quad (3.7)$$

La densidad de cada componente será la representada en la Tabla 3.3.

Componente	Densidad (kg/Nm <sup>3</sup> )
$CH_4$	0.716
$C_2H_6$	1.342
$C_3H_8$	1.967

Tabla 3.3.- Masa introducida de combustible

Con el volumen, la proporción volumétrica del combustible y la densidad del combustible en condiciones normales se obtiene la masa de cada compuesto del combustible introducido.



$$CH_4 \rightarrow 77.4 \frac{Nm^3_{gas\ natural}}{h} \frac{95 Nm^3_{CH_4}}{100 Nm^3_{gas\ natural}} 0.716 \frac{kg_{CH_4}}{Nm^3_{CH_4}} = 52.6 kg \quad (3.8)$$

Este cálculo se realiza igual con el etano y el propano, los resultados se pueden ver en la Tabla 3.4.

Componente	Masa (kg)
$CH_4$	52.6
$C_2H_6$	4.15
$C_3H_8$	1.52

Tabla 3.4.- Masa introducida de metano, etano y propano

### 3.1.2.- Reacción

Tras esto se ha de obtener la masa de cada reactivo y producto. El procedimiento de cálculo es simple, a partir de la masa del metano y la relación molar de la reacción se termina calculando la masa del resto de componentes involucrados.

$$O_{2introducido} \rightarrow 52.6 kg CH_4 \cdot \frac{1 kmol CH_4}{16.04 kg CH_4} \cdot \frac{2.51 kmol O_2}{0.95 kmol CH_4} \cdot \frac{32 kg O_2}{1 kmol O_2} \quad (3.9)$$

El cálculo es idéntico para todos los compuestos. En la Tabla 3.5 se puede ver la masa de los reactivos y en la Tabla 3.6 la de los productos.

Masa de reactivos				
CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>
52.6	4.153	1.523	277.1	1043

Tabla 3.5.- Masa de los reactivos

Masa productos			
CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>
161.1	128.2	46.19	1043

Tabla 3.6.- Masa de los productos

Al sumar la masa de los productos se obtiene el caudal másico de los gases a la salida.





$$\dot{m}_{gc} = 161.1 + 128.2 + 46.19 + 1043 \left( \frac{kg}{h} \right) = 1378 \frac{kg}{h} \cdot \frac{1h}{3600s} = 0.383 \frac{kg}{s} \quad (3.10)$$

Otros datos interesantes de obtener que serán utilizados en el estudio de intercambio de calor son la masa molar y la constante R de la mezcla de los gases de combustión. La masa molar se calcula a partir de la masa molar de cada componente y la proporción molar de cada compuesto en la mezcla. La constante de la mezcla se obtiene dividiendo la constante de los gases ideales por la masa molar de la mezcla. En la Tabla 3.7 se puede ver todos los resultados.

<b>Proporción molar</b>			
<b>CO2</b>	<b>H2O</b>	<b>O2</b>	<b>N2</b>
8.17%	15.88%	3.22%	72.73%
<b>Masa molar gases de combustión (kg/kmol)</b>			27.86
<b>R gases de combustión (J/kgK)</b>			298.42

Tabla 3.7.- Proporción molar, masa molar y constante de la mezcla de gases de combustión

## 3.2.- Propiedades de los gases

Para poder realizar el estudio del intercambio de calor es necesario conocer determinadas propiedades del gas de combustión como son la densidad, la viscosidad dinámica y cinemática, la capacidad calorífica, la conductividad térmica y el número de Prandt. Todas estas propiedades varían con la temperatura.

El gas a estudiar es una mezcla de gases, por lo que se han de realizar varias hipótesis para poder aproximar las propiedades.

La primera de ellas será que la mezcla de gases ideales es un gas ideal, por lo que propiedades dependientes de la masa como son la densidad y el calor específico se obtendrán a partir del valor cada componente y siguiendo la proporcionalidad másica de la mezcla.

Las propiedades no dependientes de la masa como son la viscosidad dinámica y la conductividad se aproximará utilizando la del gas más abundante en la mezcla que es el nitrógeno. Interpretando así que la mezcla se comportará como su gas más abundante.

Estas aproximaciones no acarrear errores graves ya que las propiedades son bastante similares en cada caso.

Para el cálculo de las propiedades para gases puros se podría utilizar tablas de propiedades, pero en este caso se utilizarán unas correlaciones obtenidas del capítulo D3.1 del (12 pág. 302). Estas correlaciones están obtenidas a partir de regresiones de curvas experimentales. Estas correlaciones acarrear errores de cálculo, pero se utilizan por ser de más simple uso en procesos iterativos. Por otro lado, esta forma de cálculo reduce errores al



no realizarse la interpolación lineal que se haría para las tablas. Las ecuaciones utilizadas son las siguientes.

$$\mu(Pa \cdot s) = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4 \quad (3.11)$$

$$k \left( \frac{W}{m \cdot K} \right) = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 + E \cdot T^4 \quad (3.12)$$

$$c_p \left( \frac{J}{kg \cdot K} \right) = R \left( B + (C - B) \left( \frac{T}{A+T} \right)^2 \left[ 1 - \frac{A}{A+T} \left( D + E \frac{T}{A+T} + F \left( \frac{T}{A+T} \right)^2 + G \left( \frac{T}{A+T} \right)^3 \right) \right] \right) \quad (3.13)$$

Los coeficientes A, B, C, D, E, F y G están tabulados para diferente propiedad y gas puro. Como se expuso anteriormente, para la viscosidad y la conductividad se usará la del nitrógeno por ser el gas más abundante e intuyendo que la mezcla se comportará más como él. Por otro lado, la viscosidad se ponderará según la proporción molar del componente.

La temperatura T será la temperatura a la que se evalúa el gas en cada momento (en Kelvin) y la R será la constante de la mezcla hallada en el estudio de la reacción de combustión.

Las propiedades del nitrógeno de deshecho que se ha de calentar también se calculan con este método.

### 3.3.- Condiciones exteriores

El clima es un factor a tener en cuenta tanto para el este estudio como para el diseño de la chimenea. En este caso interviene únicamente en el cálculo de la temperatura de llama adiabática. En este caso en particular es la temperatura a la que entra el gas natural y el aire para la combustión.

La temperatura será la temperatura media de Avilés medida desde 1994 hasta hoy según la estación meteorológica (13). Dicha temperatura media es de 14.23°C.

### 3.4.- Geometría del horno

El fabricante del horno no ha cedido planos internos del horno, por lo que el diámetro del hogar, así como el número y diámetro de los tubos se han de estimar según las observaciones y mediciones realizadas en campo. El motivo de la poca transparencia por parte del fabricante es que el diseño del mismo está patentado y no desean revelarlo.

La longitud real del horno si se conoce, así como los diámetros de la cámara de nitrógeno y los exteriores del horno. Pero en este estudio serán variables a determinar.



El horno a utilizar es un modelo de horno cilíndrico horizontal en el cuál se diferencian claramente 3 cilindros concéntricos. Uno de 800 mm de diámetro corresponde a la cámara de combustión. Concéntrico a este se haya otro cilindro de diámetro exterior 1098 mm por el cual circulará el nitrógeno a calentar. Este cilindro se encuentra rodeado de un aislante de 100 mm de espesor.

Los gases de combustión circulan a través de unos tubos desde el final del hogar hasta el colector de humos situado en la base del horno. Estos tubos se encuentran en el espacio del nitrógeno a calentar. El colector de humos tiene un diámetro exterior de 1428 mm aislado térmicamente del exterior. Por la parte superior del colector se extraen los humos gracias a la chimenea.

En la Figura 3.3 se puede ver un modelo aproximado del horno.

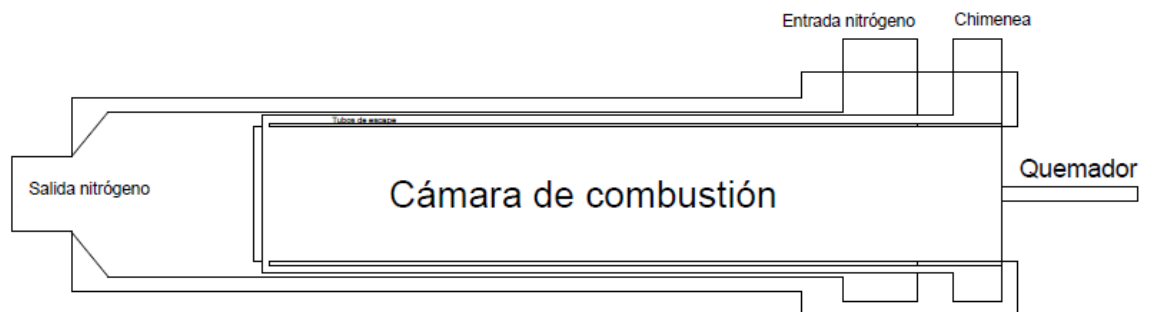


Figura 3.3.- Modelo de la cámara de combustión

Ambos extremos del hogar son refractarios mientras que la envolvente es de acero inoxidable 316.

Para el estudio del intercambio la longitud de la cámara de combustión será una variable a determinar contando con que asegure el correcto intercambio y la temperatura del nitrógeno a la salida de unos 300°C.

Los tubos son de 1 ½'', el diámetro exterior para este tubo según (14) es de 48.3 mm y un espesor de tan sólo 2.77 mm, para calcular el número de tubos se parte como si éstos estuviesen pegados al hogar y después se separan, pero el número de tubos será el que cubra el perímetro tal y como se muestra en la Figura 3.4.

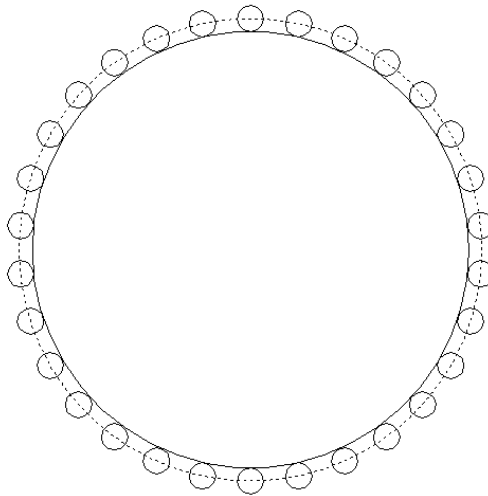


Figura 3.4.- Perímetro a rellenar de tubos.

El perímetro a ocupar es de.

$$\text{Perímetro} \rightarrow \pi \cdot D = \pi \cdot \left(800 + \frac{48.3}{2}\right) = 2590 \text{ mm} \quad (3.14)$$

Y el número de tubos es de.

$$\text{Número de tubos} \rightarrow \frac{2590 \text{ mm}}{48.3 \text{ mm}} = 53.6 \text{ tubos} \rightarrow 53 \text{ tubos} \quad (3.15)$$

Estos 53 tubos se separan del hogar para que el nitrógeno pueda intercambiar calor con el hogar y se colocan en la sección media formando una circunferencia representada en la Figura 3.5.

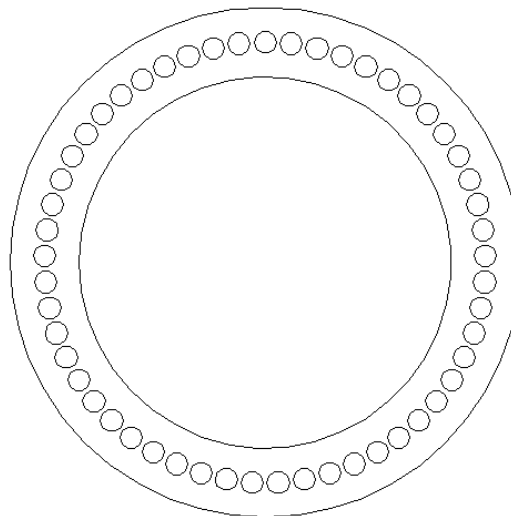


Figura 3.5.- Posición de los tubos



El estudio se realiza utilizando diversas longitudes hasta que, a la salida, el nitrógeno se encuentre a una temperatura aproximada de 300°C. La longitud es muy importante de cara a conocer el área de intercambio, ya que es una variable que afecta tanto al área de intercambio del hogar con el nitrógeno como de los tubos con el nitrógeno.

### 3.5.- Condiciones de partida

El cálculo se ha de iniciar con una suposición inicial de varias temperaturas que se ajustarán mediante un proceso iterativo hasta alcanzar un equilibrio. Las únicas temperaturas invariables serán la temperatura de llama, calculada en el apartado siguiente, y la temperatura de entrada del nitrógeno, la cual pertenece a la temperatura de salida del intercambiador principal de la caja fría (PHX). Dicha temperatura es de unos 15°C. La temperatura de entrada de los reactivos de la combustión es conocida también como ya se explicó en el apartado **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**

El resto de temperaturas son supuestas y son las que se pueden ver en la Tabla 3.8. Estos datos supuestos se extraen de los datos del fabricante.

Temperaturas iniciales (°C)	
Temperatura de salida nitrógeno	300
Temperatura de entrada en tubos	575
Temperatura de salida en tubos	200
Temperatura de la pared del hogar	850

Tabla 3.8.- Temperaturas supuestas iniciales

La temperatura de salida del hogar es la misma que la de entrada en los tubos.

### 3.6.- Definición del algoritmo del intercambio de calor

El intercambio de calor con el nitrógeno se produce sobre tres superficies diferenciadas, la pared del hogar, la carcasa del horno y los tubos que contienen los gases de escape. Todas las superficies intercambian calor por convección con el nitrógeno, pero el intercambio se produce de manera diferente.

En el intercambio con la cámara de combustión, la pared se calienta por radiación y convección debido a la combustión, pero cómo esta última es muy inferior a la radiación no se considera en el cálculo. Tras esto se produce una conducción a través de la pared del hogar y por último se intercambia por convección con el nitrógeno.



La carcasa del horno se calienta por radiación y lo intercambia por convección con el nitrógeno. Se realiza la hipótesis de simplificación de que no hay pérdidas de calor hacia el exterior, de forma que el horno estuviese perfectamente aislado. De esta forma todo el calor radiante procedente de la cámara de combustión se transmite al gas por convección.

Por otra parte, el intercambio de los tubos con el nitrógeno es exclusivamente por convección, ya que la energía radiante de los gases conducidos por los tubos es escasa frente a la convección. En este caso los gases que entran por los tubos ya han compartido parte del calor con la pared del hogar hallándose a una temperatura más baja que la de llama. Con esta temperatura de salida del hogar, el gas intercambia por convección con la pared interior del tubo, el flujo de calor atraviesa la pared del tubo por conducción y se transmite al nitrógeno por convección por la pared exterior.

El algoritmo de cálculo se realiza a partir de tres bucles iterativos. El bucle principal sobre el que se sostiene todo el estudio es condición de diseño de que la temperatura de salida del nitrógeno es de 300°C. Esta temperatura se utiliza en todos los intercambios menos en la radiación en medio participante, la cual sucede dentro de la cámara de combustión. La temperatura de salida se evaluará al final del proceso.

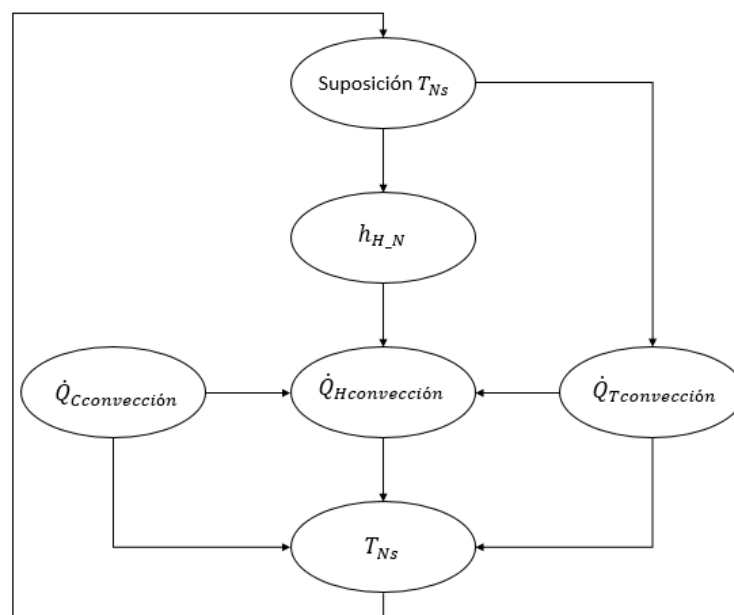


Figura 3.6.- Bucle de iteración de la temperatura de salida del nitrógeno

Otro bucle iterativo importante es el de la temperatura de la pared del hogar, ya que está involucrada en tres intercambios de calor de los cuatro a estudiar, la radiación en medio participante, la radiación con la carcasa y la convección con el nitrógeno.

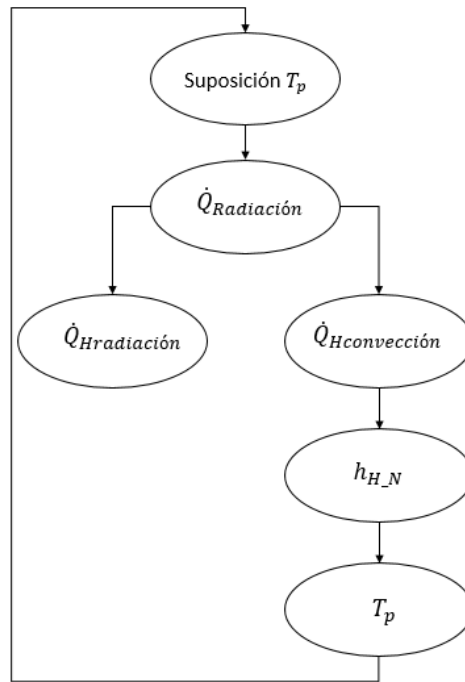


Figura 3.7.- Bucle de iteración de la temperatura de pared

Este bucle se evalúa comprobando la siguiente igualdad.

$$\dot{q}_{Radiación} = \dot{q}_{Hconvección} + \dot{q}_{Hradiación} \quad (3.16)$$

El flujo de calor de la radiación en medio participante se divide en dos flujos que se intercambian por radiación con la carcasa y por convección con el nitrógeno tal y como se muestra en la Figura 3.8.

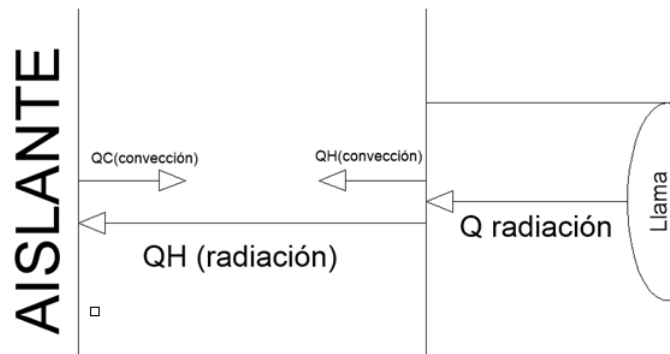


Figura 3.8.- Flujo de calor llama-hogar-carcasa

El último bucle iterativo está relacionado con la suposición de la temperatura de salida de los humos por la chimenea. En este caso, el flujo de calor involucrado es únicamente el intercambio por convección de la tubería con el nitrógeno. La evaluación se realiza a partir de una iteración básica gracias a las propiedades térmicas del gas de combustión, según la siguiente expresión.

$$\dot{Q}_T = \dot{m}_{gc} \cdot c_{p\_gc} \cdot (T_{Te} - T_{Ts}) \quad (3.17)$$

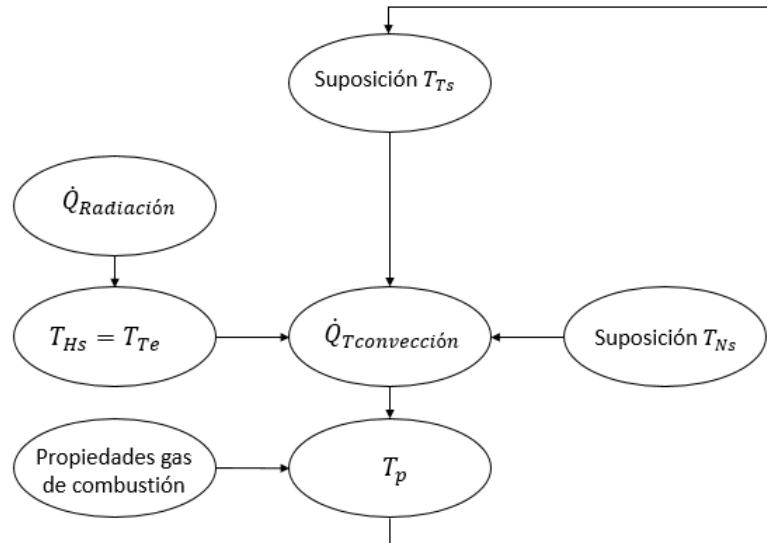


Figura 3.9.- Bucle iterativo de la temperatura de salida de los gases de escape

El flujo de calor completo se puede observar en la figura

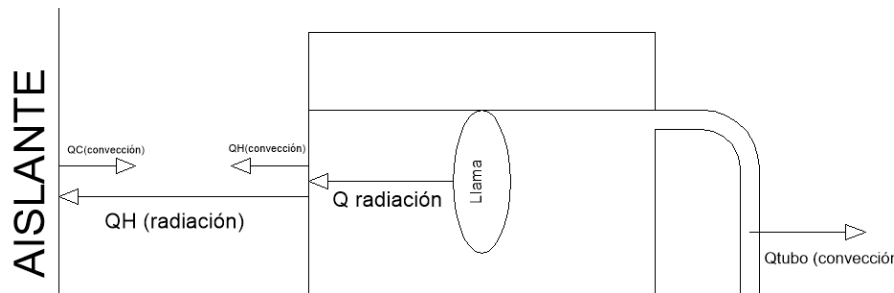


Figura 3.10.- Flujo de calor en el horno

### 3.7.- Temperatura adiabática de llama

La temperatura de llama es la temperatura que se alcanza suponiendo que en la reacción no se intercambia calor con el ambiente, que no hay presentes otros efectos como eléctricos, mecánicos, aparición de radicales libres, ..., y que la combustión es completa.

La temperatura de llama será por tanto la temperatura de salida de los productos de la reacción. Como la reacción es adiabática, el flujo calorífico ha de ser nulo, por lo que la diferencia de entalpía también. Por ello, el sistema de cálculo consiste en que la entalpía de los reactivos sea igual que la de los productos, lo que dará una diferencia de temperatura entre la entrada y la salida, siendo ésta última la temperatura de la llama.

$$\Delta H = 0 \Rightarrow H_{reactivos} = H_{productos}$$

Cuando una sustancia se crea a partir de sus elementos puros bajo condiciones estándar, se consume una energía que se traduce en entalpía consumida (de signo negativo)





conocida como entalpía estándar de formación. Estas entalpías están tabuladas para diversos compuestos, concretamente, en la Tabla 3.9 se puede ver la entalpía de formación de los compuestos que intervienen en esta reacción según (15).

Entalpías de formación (J/mol)	
<b>CH<sub>4</sub></b>	-74850
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	-84680
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	-103850
<b>CO<sub>2</sub></b>	-393520
<b>H<sub>2</sub>O</b>	-241820
<b>O<sub>2</sub></b>	0
<b>N<sub>2</sub></b>	0

Tabla 3.9.- Entalpía estándar de formación de los compuestos de la combustión

La entalpía también se ve incrementada según aumenta o disminuye la temperatura. Los valores para los gases comunes están tabulados, pero el metano, el etano y el propano no son tan comunes por lo que se procede a realizar un cálculo en función de la temperatura.

A presión constante el calor de la reacción viene determinado por la variación de entalpía al igual que a volumen constante viene determinado por la energía interna (16).

$$A \text{ presión constante} \rightarrow Q = \Delta H$$

$$A \text{ volumen constante} \rightarrow Q = \Delta U$$

Por lo tanto.

$$Q (W) = \dot{m} \left( \frac{kg}{s} \right) \cdot c_p \left( \frac{J}{kg \cdot K} \right) \cdot \Delta T (K) = \Delta H (W) \quad (3.18)$$

Para nosotros esta ecuación ha de ser modificada ya que el resultado del cambio de temperatura ha de sumarse al de la entalpía de formación.

$$\Delta h \left( \frac{J}{kmol} \right) = M \left( \frac{kg}{kmol} \right) \cdot c_p \left( \frac{J}{kg \cdot K} \right) \cdot \Delta T (K) \quad (3.19)$$

Como se trabaja con diferencias de entalpía y no con valores absolutos, se ha de establecer una temperatura de referencia, sobre la cual se evalúan las diferencias. Esa temperatura será de 25°C a presión atmosférica, es decir, a condiciones estándar.



De esta forma, con la masa molar de cada componente de la reacción, el calor específico y la temperatura a la que se encuentra se puede conocer la diferencia de entalpía respecto a las condiciones estándar, sumarse a la entalpía estándar de formación y obtener así la entalpía de reacción. Dicha entalpía se calcula de la siguiente forma.

$$\Delta h_r^o = \sum_{\text{reactivos}} n_{\text{comp}} \cdot (\Delta h_{\text{comp}} + \Delta h_f^o) - \sum_{\text{productos}} n_{\text{comp}} \cdot (\Delta h_{\text{comp}} + \Delta h_f^o) \quad (3.20)$$

Para calcular la temperatura de llama la entalpía de reacción ha de ser nula. El método usado para conocer el valor de temperatura necesario a la salida para que esto sea cierto se obtiene con un proceso iterativo. El resultado de la iteración es la temperatura adiabática de llama. Asumiendo pequeños errores, se podría calcular a partir de una regresión lineal graficando las diferencias de entalpía de reacción a dos temperaturas finales y realizando una regresión lineal.

### 3.7.1.- Resultados

El cálculo se puede implementar de una forma muy simple en una hoja de cálculo. Para ello primero se necesita conocer los moles de cada componente, los cuales derivan del estudio de la reacción (17).

Reactivos	Mol
CH <sub>4</sub>	0.95
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.04
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.01
O <sub>2</sub>	2.51
N <sub>2</sub>	9.43

Tabla 3.10.- Número de moles de los reactivos

También se necesita el número de moles de los productos.

Productos	Mol
CO <sub>2</sub>	1.06
H <sub>2</sub> O	2.06
O <sub>2</sub>	0.42
N <sub>2</sub>	9.43

Tabla 3.11.- Número de moles de productos



El proceso de cálculo es el siguiente, como el procedimiento es idéntico para cada componente únicamente se expone el cálculo para el dióxido de carbono.

Se comienza con el cálculo de la variación de entalpía debida a la temperatura. Se ha de suponer una temperatura inicial de partida para el proceso iterativo que será de 1500°C.

$$CO_2 \rightarrow \Delta h \left( \frac{J}{kmol} \right) = M \cdot c_p \cdot \Delta T = 44.01 \cdot 1326 \cdot (1500(°C) - 25 °C) \quad (3.21)$$

La entalpía de formación del CO<sub>2</sub> es:

$$\Delta h_f^o = -393520 \frac{J}{mol} \cdot \frac{1000 mol}{1 kmol} = -3.9352 \cdot 10^8 \frac{J}{kmol} \quad (3.22)$$

De sumar ambas entalpías, y multiplicar por el número de moles, se obtiene la entalpía del CO<sub>2</sub> en esta reacción. Sumando ésta a la del resto de productos y restándolo de la entalpía de los reactivos y realizando la iteración para que la entalpía de reacción sea nula, se obtiene la temperatura adiabática de llama.

$$T_{llama} = 1589 °C \quad (3.23)$$

Esta temperatura es la de partida para el cálculo del intercambio de calor por radiación con la pared de la cámara de combustión.

### 3.8.- Radiación en medio participante

Los gases emiten radiación térmica al igual que los líquidos y los sólidos, la diferencia es que su intensidad es mucho menor, aunque no por ello es menos importante. La intensidad y la longitud de onda dependen de la composición del gas, y, por tanto, algunos gases como el nitrógeno y el oxígeno actúan prácticamente como cuerpos transparentes, mientras que otros, como son el dióxido de carbono y el vapor de agua, no. Estos gases son resultado de la combustión y son capaces de emitir y absorber energía radiante (12 pág. 987).

La radiación en gases es un tema bastante complejo y no se pretende un estudio exhaustivo sobre el tema en este proyecto. Es por ello que se proponen una serie de hipótesis que simplifican los cálculos (18).

Los valores de emisividad y absorptividad de los gases a estudiar (dióxido de carbono y agua) están graficados en función de la temperatura para presión atmosférica. La primera hipótesis que se ha de utilizar es que la temperatura es constante para todo el proceso, es decir, la emisividad se evalúa a la temperatura de llama a pesar de que en la realidad la temperatura va descendiendo a medida que se emite la radiación. Por otra parte, la absorptividad se evalúa a la temperatura de pared constante, siendo esto otra hipótesis, ya que, en realidad, la temperatura de la pared será menor cuanto más lejos se encuentre de la llama.

Para determinar la temperatura de pared a utilizar se ha de corregir la geometría del hogar a través de un radio equivalente,  $S_{eq}$ . Este coeficiente surge de transformar la



geometría cilíndrica de la cámara de combustión en una semiesfera de radio  $S_{eq}$ . De esta forma, se obtiene una temperatura de pared que sí sería constante, ya que toda la pared se encontraría a la misma distancia del foco, luego, si la mezcla fuese homogénea, su temperatura sería la misma. El cálculo del radio equivalente es el siguiente.

$$S_{eq} = 0.9 \cdot \frac{4 \cdot V}{A} \quad (3.24)$$

Donde  $V$  es el volumen del hogar y  $A$  es el área interior.

El uso de curvas de emisividades para el cálculo de radiación no es muy cómodo cuando se realiza un método iterativo, esto sumado a la necesidad de realizar interpolaciones y el error derivado de los métodos gráficos hace inviable el uso de estas gráficas para el estudio de radiación. Es por ello que se ha de asumir una hipótesis más que simplificará aún más si cabe el estudio, se usará la aproximación de cuerpo gris para el gas. De esta forma, el cálculo de emisividades se puede realizar analíticamente a través de las regresiones de las curvas de emisividades. Con este método, la emisividad se calcula para la mezcla de dióxido de carbono y agua a partir de sus presiones parciales.

Existen tres regresiones realizadas dependientes de las condiciones del gas. En este caso, presión ligeramente superior a la atmosférica, temperatura de llama entre 1100 y 1800K y un radio equivalente inferior a 6 m, la ecuación es la siguiente (19).

$$\varepsilon_{CO_2+H_2O} = \sum_{i=1}^3 a_i \left[ 1 - e^{-k_i(p_{H_2O}+p_{CO_2})S_{eq}} \right] \quad (3.25)$$

Siendo  $k_i$  un coeficiente tabulado,  $p_{H_2O}$  la presión parcial de agua,  $p_{CO_2}$  la presión parcial de dióxido de carbono,  $S_{eq}$  el radio equivalente y  $a_i$  un coeficiente calculado a partir de la siguiente ecuación.

$$a_i = b_{1i} + b_{2i} \frac{T_{llama}}{1000} \quad (3.26)$$

Donde  $b_{1i}$  y  $b_{2i}$  son dos coeficientes tabulados. La temperatura de llama ha de introducirse en kelvin. Los valores de los coeficientes vienen tabulados en la Tabla 3.12.

<b>i</b>	<b><math>b_{1i}</math></b>	<b><math>b_{2i}</math></b>	<b><math>k_i</math></b>
1	0.130	0.265	0
2	0.595	-0.150	0.824
3	0.275	-0.115	25.91

Tabla 3.12.- Coeficientes para el cálculo analítico de radiación



La absorptividad se calcula con las mismas ecuaciones y los mismos coeficientes, pero evaluado a la temperatura de la pared en lugar de la de llama.

Para el cálculo del calor intercambiado por radiación en medio participante se utiliza la siguiente expresión.

$$\dot{Q}_{Rad} = A \cdot \sigma \cdot \sum_{i=1}^3 \frac{\varepsilon_w \cdot \varepsilon_{Gi}}{1 - (1 - \varepsilon_w)(1 - \varepsilon_{Gi})} [a_{gi} \cdot T_{ll}^4 - a_{wi} \cdot T_p^4] \quad (3.27)$$

Donde  $\varepsilon_{Gi}$  es la parte constante de la emisividad y la absorptividad de valor.

$$\varepsilon_{Gi} = (1 - e^{-k_i \cdot p_G \cdot S_{eq}}) \quad (3.28)$$

Donde  $p_G$  es la presión parcial del dióxido de carbono más la del agua.

De forma abreviada, la expresión sería la siguiente.

$$\dot{Q}_{Rad} = A \cdot \sigma \cdot \frac{\varepsilon_w}{1 - (1 - \varepsilon_w)(1 - A_v)} (\varepsilon_g T_{ll}^4 - A_v T_p^4) \quad (3.29)$$

Donde  $A$  es el área de intercambio,  $T_{ll}$  la temperatura de llama,  $T_p$  la temperatura de la pared,  $\sigma$  es la constante de Stefan-Boltzmann,  $A_v$  la absorptividad del gas,  $\varepsilon_w$  la emisividad de la pared y  $\varepsilon_g$  la emisividad del gas.

Como se puede observar no se puede conocer la absorptividad ni el calor intercambiado por radiación sin conocer la temperatura de la pared. Es por ello que se supone una temperatura de pared inicial para poder realizar el cálculo del calor por radiación.

Para evaluar la temperatura de pared supuesta se necesita conocer cómo afecta la convección con el nitrógeno y como se transmite el calor por radiación a la carcasa.

### 3.9.- Convección entre la pared de la cámara de combustión y el nitrógeno

El nitrógeno es un gas transparente, esto quiere decir que no es susceptible a la radiación, por lo que el intercambio de calor entre el gas y la cámara de combustión es por convección. El nitrógeno circula siguiendo una trayectoria helicoidal a lo largo del hogar, debido a la velocidad y unas directrices, cuyas características son desconocidas como se comentó en el apartado 3.4.-

El fluido circula como una combinación de flujo cruzado y flujo axial alrededor del hogar. Por lo que las correlaciones han de ser modificadas para que correspondan a la trayectoria del fluido. Como esto es muy complejo se utilizará una aproximación que, con cambiar levemente la geometría, se adapta bien al flujo en el interior del horno. Se utiliza la correlación para convección a través de una tubería helicoidal, tal y como se ve en la Figura 3.11. Se utiliza esta correlación ya que en ella se tiene en cuenta las direcciones de la

velocidad, pero para que se pueda utilizar correctamente se han de realizar unas pequeñas modificaciones.

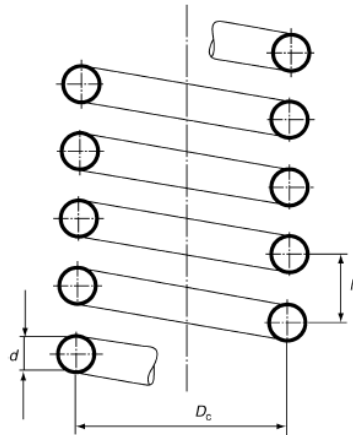


Figura 3.11.- Disposición geométrica para la correlación del tubo helicoidal

La geometría ha de adaptarse para obtener una mejor precisión. Como no es una tubería sino nitrógeno circulando helicoidalmente, se considera que el espesor es nulo y el paso es igual que el diámetro del tubo. Además, la cámara de combustión cortaría la hipotética tubería por la sección media. El resultado se muestra en la Figura 3.12.

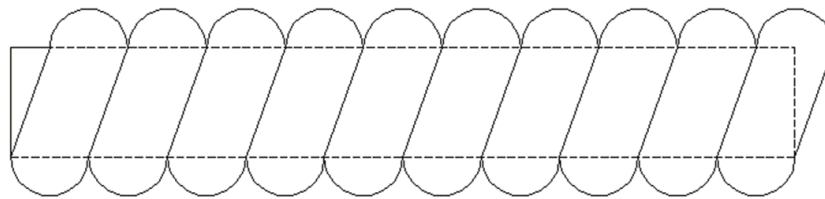


Figura 3.12.- Nitrógeno circulando alrededor del hogar

La correlación para calcular el número de Nusselt es la misma que la del tubo helicoidal, lo que se modifica es el área de intercambio. En lugar de utilizar la superficie del tubo helicoidal, el área intercambiada será la superficie exterior de la cámara de combustión.

La razón de la validez de esta aproximación se debe a que la correlación incorpora el efecto del giro de la corriente de nitrógeno a la para que el movimiento a lo largo de la cámara. Una hipótesis que hay que asumir es que no hay intercambio de flujo entre las secciones de gas.

La incógnita más trascendente es el número de vueltas que realizará el nitrógeno a lo largo del hogar. Este dato sólo importa a la hora de calcular el número de Reynolds, ya que al aumentar el número de vueltas sobre la misma longitud se disminuirá la sección del hipotético tubo de nitrógeno. La dependencia de esta variable es muy débil, únicamente afecta a la velocidad del fluido y al correspondiente número de Reynolds. Pero los cambios que producen en el resultado final son escasos, por lo que se establece en 10 vueltas.



### 3.9.1.- Procedimiento de cálculo

Las variables geométricas importantes para este cálculo son el diámetro del tubo, el paso entre tubos y la distancia entre centros.

El diámetro del hipotético tubo se calcula con el cociente entre la longitud de la cámara de combustión y el número de vueltas que da el gas.

$$d = \frac{L}{n_{vueltas}^o} \quad (3.30)$$

El paso en este caso tendrá el mismo valor que el diámetro, ya que los hipotéticos tubos se encuentran en contacto.

$$h = d \quad (3.31)$$

Por último, el diámetro del solenoide es el diámetro del hogar de la llama.

$$D = 0.9 \text{ m} \quad (3.32)$$

La potencia calorífica intercambiada se calcula con el producto del coeficiente de película, el área de intercambio y la diferencia de temperatura.

$$\dot{Q}_{H_{conv}} = h \cdot A \cdot \Delta T \quad (3.33)$$

Donde  $\Delta T$  se calcula con la diferencia logarítmica entre la temperatura de entrada y de salida del nitrógeno y la temperatura de la pared, la cual es considerada constante.

$$\Delta T = \frac{(T_p - T_{Ne}) - (T_p - T_{Ns})}{\ln \frac{(T_p - T_{Ne})}{(T_p - T_{Ns})}} \quad (3.34)$$

Donde  $T_p$  es la temperatura de la pared y  $T_{Ne}$  y  $T_{Ns}$  son la temperatura de entrada y salida respectivamente.

Lo siguiente a calcular es el número de Reynolds, el cual es directamente proporcional al caudal másico y el diámetro del tubo e inversamente proporcional a la viscosidad dinámica.

$$Re = \frac{\dot{m} \cdot d}{\mu} \quad (3.35)$$

La viscosidad dinámica se evalúa a la temperatura media del fluido la cual será la media aritmética entre la entrada y la salida.

El número de Nusselt se calcula a partir de la correlación de Gnielinski (12 pág. 710).



$$Nu = \frac{\left(\frac{\xi}{8}\right) \cdot Re \cdot Pr}{1 + 12.7 \cdot \sqrt{\frac{\xi}{8}} \cdot (Pr^{2/3} - 1)} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_p}\right)^{0.14} \quad (3.36)$$

Donde  $Pr$  es el número de Prandtl evaluado a la temperatura media del fluido y  $Pr_p$  es el número de Prandtl evaluado a la temperatura de la pared. El coeficiente  $\xi$  se calcula de la siguiente forma.

$$\xi = \left( \frac{0.3164}{Re^{0.25}} + 0.03 \cdot \left(\frac{d}{D}\right)^{0.5} \right) \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu}\right)^{0.27} \quad (3.37)$$

Donde  $\mu$  y  $\mu_p$  son la viscosidad dinámica evaluada a la temperatura media del fluido y la de pared respectivamente y  $D$  el diámetro del hogar.

El coeficiente de película se calcula a partir del cociente del producto del número de Nusselt por la conductividad del fluido evaluada a la temperatura media del fluido y el diámetro del tubo de nitrógeno.

$$h_{H_N} = \frac{Nu \cdot k}{d} \quad (3.38)$$

Por último, el área de intercambio será la superficie del hogar, el cuál es la envolvente de un cilindro de diámetro 0.9 m.

$$A = \pi \cdot D \cdot L \quad (3.39)$$

El coeficiente de película se utiliza, además, para evaluar la temperatura de la pared. Es conocido por el diagrama de flujo calorífico de la Figura 3.8, que el flujo de calor entre la cámara de combustión y el nitrógeno y el flujo de calor por radiación entre el hogar y la carcasa han de ser iguales al flujo de radiación que le llega de la llama.

$$\dot{Q}_{Rad} = \dot{Q}_{H_{conv}} + \dot{Q}_{H_{rad}} \quad (3.40)$$

Despejando y utilizando la definición de intercambio de calor por convección.

$$\dot{Q}_{Rad} - \dot{Q}_{H_{rad}} = h_{H_N} \cdot A \cdot (T_p - T_{Nm}) \quad (3.41)$$

Siendo  $h_{H_N}$  el coeficiente de película de entre la cámara de combustión y el nitrógeno. Despejando de la ecuación se calcula la temperatura de la pared.

$$T_p = \frac{\dot{Q}_{Rad} - \dot{Q}_{H_{rad}}}{h_{H_N} \cdot A} + T_{Nm} \quad (3.42)$$

Para resolver esta ecuación hay que conocer el flujo de calor que se transmite por radiación a la carcasa,  $\dot{Q}_{H_{rad}}$ .





## 3.10.- Radiación Hogar-Carcasa

La radiación entre la pared exterior de la cámara de combustión y la carcasa se realiza en un medio transparente como es el nitrógeno. Debido a la no participación del medio, el cálculo es más simple que el del apartado 3.8.-

En este caso la ecuación en la que se basa el cálculo es la ley de Stefan-Boltzmann para un cuerpo gris.

$$E = \varepsilon \cdot \sigma \cdot T^4 \quad (3.43)$$

Donde la energía radiante es proporcional a la emisividad del material de la superficie emisora, la constante de Stefan-Boltzmann y la temperatura del emisor a la cuarta.

En este caso, ambas superficies emitirán radiación hacia la otra, de forma que el resultado será la diferencia entre ambos flujos con la dirección de la energía emitida por el cuerpo que tenga un valor más alto del producto  $\varepsilon T^4$ . En este caso, ambas superficies están construidas del mismo material y, aunque su temperatura es diferente, el rango de temperaturas es similar y se puede considerar que la emisividad de ambas es la misma sin cometer mucho error. Aunque la diferencia de temperaturas sea del orden de las decenas de kelvin, apenas influyendo en la diferencia de emisividad, en la ecuación (3.44) dicha diferencia se eleva a la cuarta, resultando ser muy significativa.

Para poder comparar ambos flujos también se debe tener en cuenta la diferencia de áreas de las envolventes relacionadas.

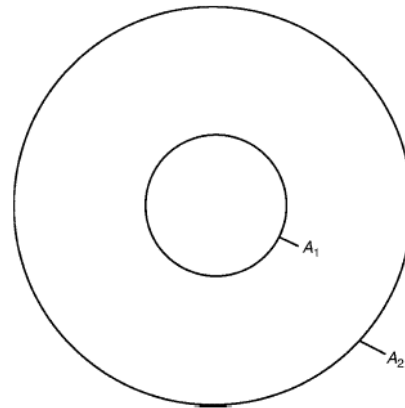


Figura 3.13.- Distribución de áreas

Tras realizar las modificaciones correspondientes y restar ambos flujos, la expresión para el intercambio de calor por radiación queda de la siguiente forma (12 pág. 953).

$$\dot{Q}_{H_{rad}} = \frac{\sigma}{\frac{1}{\varepsilon} + \frac{A_1}{A_2} \left( \frac{1}{\varepsilon} - 1 \right)} \cdot A_2 (T_p^4 - T_c^4) \quad (3.44)$$



Donde  $T_c$  es la temperatura de la carcasa y  $T_p$  es la temperatura de la pared del hogar supuesta en el apartado 3.9.- La emisividad es, al igual que en la ecuación (3.27), 0.66 (20).

En esta ecuación queda una incógnita por resolver. Para poder conocer la temperatura de la carcasa es necesario calcular el calor por convección con el nitrógeno y la conducción hacia el exterior.

### 3.11.- Pérdidas por conducción con el exterior

El flujo de calor que se intercambia con el nitrógeno será la diferencia entre el calor radiante que le llega y el que se escapa por conducción al exterior.

El calor intercambiado con el exterior es muy pequeño y no se considera. Pero para apoyar esta hipótesis se realiza un pequeño cálculo teniendo en cuenta la normativa (21), la cual dice que la temperatura máxima de una pared que puede estar en contacto humano sea de máximo 70°C.

El calor por conducción para este cilindro se calcula como una pared plana. Esta hipótesis se realiza porque el diámetro es suficientemente grande como para que el error producido no sea relevante y simplifique el cálculo (12 pág. 617).

$$\dot{Q}_{conducción} = \frac{\lambda}{e} \cdot A \cdot (T_c - 70) \quad (3.45)$$

El área de intercambio será el área exterior del horno,  $e$  es el espesor del aislante,  $\lambda$  la conductividad del aislante y  $T_c$  la temperatura de la carcasa.

El aislante es lana de roca de 100 mm de espesor cuya conductividad térmica es de 0.034 W/mK (22).

El área de intercambio es el de la envolvente exterior de un diámetro de 1298 mm y un largo igual que el del horno.

Si se realiza una suposición de que el horno mide 6 metros de largo y la temperatura de la carcasa es de 1200°C, los cuales son superiores a los valores finales, el resultado del calor por conducción será el siguiente.

$$\dot{Q}_{conducción} = \frac{0.034}{0.1} \cdot \pi \cdot 1.298 \cdot 6 \cdot (1200 - 70) = 9400 \text{ W} \quad (3.46)$$

Estos 9.4 kW frente a los 812.7 que se queman son irrelevantes y no se consideran ya que esto implicaría una iteración más que complicaría demasiado los cálculos para la repercusión que tiene.

### 3.12.- Convección Carcasa-Nitrógeno

Tras omitir la conducción, el flujo que le llega a la carcasa por radiación es transmitido en su totalidad al nitrógeno. Para este cálculo se aprovechan los cálculos realizados en el



apartado 3.9.-, el coeficiente de película se considera que no varía ya que las propiedades térmicas del fluido y número de Reynolds son los mismos.

De esta forma, el cálculo de este calor de convección se convierte en una trivialidad.

$$\dot{Q}_C = h_{H_N} \cdot A_{carcasa} \cdot \Delta T \quad (3.47)$$

El área de la carcasa es el siguiente.

$$A_{carcasa} = \pi D_{carcasa} L \quad (3.48)$$

Siendo  $D_{carcasa}$  de 1098 mm.

La diferencia de temperatura es logarítmica entre la temperatura del nitrógeno y la de la carcasa, considerándose ésta última como constante.

$$\Delta T = \frac{(T_c - T_{Ne}) - (T_c - T_{Ns})}{\ln \frac{(T_c - T_{Ne})}{(T_c - T_{Ns})}} \quad (3.49)$$

El calor que resulta de este cálculo se ha de igualar a  $\dot{Q}_{H_{rad}}$  y luego deshacer la ecuación, de tal forma que se cumpla la siguiente expresión.

$$\dot{Q}_C = \frac{\sigma}{\frac{1}{\varepsilon} + \frac{A_1}{A_2} \left( \frac{1}{\varepsilon} - 1 \right)} \cdot A_2 (T_p^4 - T_c^4) \quad (3.50)$$

De aquí se despeja la temperatura de la carcasa y se recalcula hasta llegar al equilibrio.

### 3.12.1.- Resolución del algoritmo para obtener la temperatura de la pared

Con los apartados anteriores se puede realizar el siguiente cálculo.

$$T_p = \frac{\dot{Q}_{Rad} - \dot{Q}_{H_{rad}}}{h_{H_N} \cdot A} + T_{Nm} \quad (3.51)$$

Con todos los calores calculados y la suposición de la temperatura del salida del nitrógeno,  $T_{Nm}$  es la temperatura media del nitrógeno, se puede calcular una nueva temperatura de pared y se recalcula todo hasta que converja.

## 3.13.- Convección en los tubos de extracción

Tras producirse la combustión, los gases se extraen desde el final del hogar a través de unos tubos que dirigen el gas de combustión hacia la chimenea. En el apartado 3.4.- se expone la geometría de los mismos así como su número.



Estos tubos se ubican en el interior del conducto del nitrógeno, por lo que intercambian calor con él. En este caso, el intercambio se realiza desde los gases de combustión a la pared del tubo por convección, a través de la pared por conducción y finalmente, de la superficie exterior del tubo con el nitrógeno por convección.

Como los conductos se encuentran alejados del hogar y son de un diámetro muy inferior (menos de 50 mm frente a los 900 mm) la correlación de tubería helicoidal no es válida. Por ello se utilizan las correlaciones de convección forzada para cilindro con flujo exterior cruzado (23).

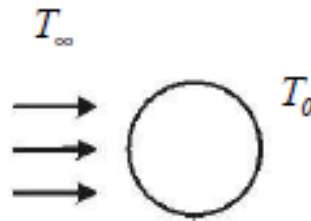


Figura 3.14.- Cilindro sometido a flujo cruzado (23 pág. 5)

En cuanto a la convección por el interior del tubo se utiliza la correlación de convección forzada por el interior de tuberías.

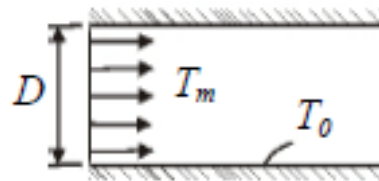


Figura 3.15.- Flujo por el interior de tuberías (23 pág. 3)

### 3.13.1.- Metodología de cálculo

Antes de comenzar hay que conocer un dato importante, la temperatura de los gases de escape a la entrada de los tubos, o lo que es lo mismo, la temperatura de los gases a la salida del hogar. Esta temperatura se relaciona con la temperatura de llama y el intercambio de calor por radiación. La temperatura del gas se reduce a medida que se acerca a la pared del hogar de tal forma que, a partir del calor de la radiación se puede obtener un valor de la temperatura final del gas.

$$\dot{Q}_{Rad} = \dot{m}_{gc} \cdot c_p \cdot (T_{ul} - T_{Hs}) \quad (3.52)$$

El caudal másico es el obtenido en la ecuación (3.10) y el calor específico se evalúa a una temperatura media entre la de llama y la de salida de humos, luego en este punto hay un pequeño bucle iterativo.

La temperatura de humos resultante de esta operación es la utilizada como temperatura de entrada de los gases de combustión.



Además de esta temperatura, es necesario realizar una suposición inicial de la temperatura de salida de los humos, la cual se supone de 200°C. Con estas dos temperaturas, las del nitrógeno y la geometría de la tubería se puede obtener el calor intercambiado y realizar una comprobación de la temperatura de los humos a la salida y, con ese resultado, recalculamos el intercambio hasta que estabilice.

Para el cálculo del calor intercambiado se realizará un cálculo de tres variables, la diferencia de temperatura,  $\Delta T$ , el área de intercambio,  $A_T$ , y el coeficiente global de transferencia de calor,  $U$ .

### 3.13.2.- Diferencia de temperatura

La diferencia de temperatura se calcula con la media logarítmica entre las temperaturas de entrada y salida del nitrógeno y del gas de combustión.

$$\Delta T = \frac{\Delta T_{max} - \Delta T_{min}}{\ln \frac{\Delta T_{max}}{\Delta T_{min}}} \quad (3.53)$$

Donde  $\Delta T_{max}$  es la mayor diferencia de temperatura entre la entrada de un gas y la salida del otro y  $\Delta T_{min}$  la mínima. Las diferencias de temperatura a comprobar son las siguientes.

$$\begin{aligned} \Delta T_1 &= T_{Ts} - T_{Ne} \\ \Delta T_2 &= T_{Te} - T_{Ns} \end{aligned} \quad (3.54)$$

### 3.13.3.- Área de intercambio

El área de intercambio interior y el área de intercambio exterior dependen de la geometría del tubo. El tubo tiene una longitud igual que la del hogar, y un diámetro normalizado de 1 ½“, con lo que el diámetro exterior es de 48.3 mm y 2.77 mm de espesor (14). Por tanto, sus áreas interior y exterior son las siguientes.

$$A_{int} = z\pi dL \quad (3.55)$$

$$A_{ext} = z\pi DL \quad (3.56)$$

Siendo  $z$  el número de tubos,  $d$  el diámetro interior,  $D$  el diámetro exterior y  $L$  la longitud del tubo.

Una peculiaridad de este horno es la falta de aletas en los tubos, esto se debe a que no son necesarias y de esta forma se simplifica la fabricación del horno.

Para el cálculo del intercambio de calor, el área de intercambio es el área exterior del tubo.



### 3.13.4.- Coeficiente global de transferencia de calor

El coeficiente global de transferencia de calor engloba tanto la convección interior como la exterior como la conducción a través del tubo. La ecuación a utilizar es la siguiente.

$$U = \frac{\Psi}{\frac{A_{ext}}{A_{int}} \frac{1}{h_{int}} + \frac{A_{ext}}{A_{int}} R_T + \frac{1}{h_{ext}}} \quad (3.57)$$

Donde  $\Psi$  es un factor de ensuciamiento, el cual se considera 0.95 como valor medio. Se debe a que, aunque por el exterior circula un gas inerte y con una gran pureza, por el otro circula un gas sucio como son los gases de combustión.  $R_T$  es la resistencia térmica del material que se calcula a partir de la conductividad térmica lineal y el espesor del tubo.

$$R_T = \frac{D_e(m)}{2k \left( \frac{W}{m \cdot K} \right)} \cdot \ln \left( \frac{D_e}{D_i} \right) \quad (3.58)$$

La conductividad térmica para el acero 316 es de 21 W/mK (24).

Con esto sólo queda conocer los coeficientes de película. Éstos serán calculados en los siguientes apartados.

### 3.13.5.- Convección en el interior de la tubería

Para conocer el coeficiente de película interior de la tubería hay que conocer el número de Reynolds y el número de Prandt para poder escoger la correlación exacta.

El número de Reynolds se obtiene a partir de la siguiente expresión (23 pág. 3).

$$Re = \frac{u_m \cdot D}{\nu} \quad (3.59)$$

Siendo  $D$  el diámetro interior del tubo,  $\nu$  la viscosidad cinemática evaluada a la temperatura media del gas y  $u_m$  la velocidad del fluido obtenida a partir del caudal másico referido un único tubo, la densidad del fluido y la sección del tubo.

$$u_m = \frac{\dot{m}_{gc}}{n_{tubos}^o \cdot \rho \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2} \quad (3.60)$$

El número de Prandt se obtiene a partir de las propiedades termodinámicas, la conductividad, la viscosidad dinámica y el calor específico. Las tres propiedades, evaluadas a la temperatura media del fluido, se calculan con las correlaciones (3.11), (3.12) y (3.13) (12).

$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k} \quad (3.61)$$



Los números de Reynolds y Prandt obtenidos y los criterios para la correlación a utilizar son los siguientes.

$$\begin{aligned} Re &= 5502 \in (3000, 10^6) \rightarrow \text{Correlación de Gnielinski} \\ Pr &= 0.82 > 0.5 \end{aligned}$$

La expresión de Gnielinski es la siguiente.

$$Gnielinski \rightarrow Nu_D = \frac{(f/8)(Re - 1000)Pr}{1 + 12.7(f/8)^{1/2}(Pr^{2/3} - 1)} \quad (3.62)$$

Donde  $f$  se obtiene a partir de la correlación de Petukhov.

$$f = (0.790 \ln(Re) - 1.64)^{-2} \quad (3.63)$$

El coeficiente de película será el resultado del cociente del producto del número de Nusselt por la conductividad térmica del gas y el diámetro del tubo.

$$h_{int} = \frac{Nu_{int} \cdot k_{gc}}{d_{int}} \quad (3.64)$$

### 3.13.6.- Convección por el exterior de la tubería

En este caso la comprobación a realizar es similar al caso anterior, es necesario conocer el número de Reynolds y el número de Prandt. En el caso de un cilindro en un flujo exterior cruzado, las correlaciones solapan las condiciones del número de Reynolds, es por ello que se introduce un criterio propio. Si el número de Reynolds es inferior a  $10^5$ , se utiliza la correlación de Witaker. Si lo supera, se utiliza la correlación modificada de Churchill y Bernstein (23 pág. 5).

El número de Reynolds se calcula igual que para el interior del tubo, pero con las condiciones referidas al nitrógeno.

$$Re = \frac{u_{\infty} \cdot D}{\nu} \quad (3.65)$$

La velocidad del nitrógeno se calcula para una sección de paso. Dicha sección deriva del cálculo de convección con el hogar del apartado 3.9.-, con lo que corresponde con la sección de una semicircunferencia.

$$u_{\infty} = \frac{\dot{m}_{gc}}{\rho \cdot \frac{\pi}{8} \cdot d_{Neq}^2} \quad (3.66)$$

El número de Prandt se obtiene análogamente a la ecuación (3.61) para la convección por el interior pero referida a las condiciones del exterior.

Los resultados y la selección de la correlación son los siguientes



$$\begin{aligned} Re &= 34856 < 10^5 \\ Pr &= 0.712 > 0.67 \end{aligned} \rightarrow \text{Correlación de Witaker}$$

La correlación de Witaker es la siguiente.

$$\text{Witaker} \rightarrow Nu_D = (0.4 \cdot Re^{0.5} + 0.06 \cdot Re^{0.67}) \cdot Pr^{0.4} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_p}\right)^{0.25} \quad (3.67)$$

Donde  $\mu$  es la viscosidad dinámica evaluada a la temperatura media del nitrógeno y  $\mu_p$  es evaluada a la temperatura de la pared de la tubería.

El coeficiente de película se obtiene de forma análoga al del interior de la tubería, a través de la expresión (3.64) referida al nitrógeno y diámetro exterior.

### 3.13.7.- Calor intercambiado

El calor intercambiado será por tanto el producto de los tres valores calculado: la diferencia de temperatura, el área de intercambio y el coeficiente global de transferencia de calor.

$$\dot{Q}_T = U \cdot A \cdot \Delta T \quad (3.68)$$

## 3.14.- Evaluación final

Tras obtener el calor intercambiado entre el nitrógeno y la tubería de escape y la cámara de combustión, se ha de realizar la última iteración.

Para realizar los cálculos de la primera iteración, se supuso una temperatura de salida del nitrógeno de 300°C. Ahora, tras todas las operaciones se ha de evaluar dicha temperatura. Esto se realiza a partir de la siguiente expresión.

$$\dot{Q}_N = \dot{m}_N \cdot c_{pN} \cdot (T_{Ns} - T_{Ne}) \quad (3.69)$$

La potencia calorífica necesaria para que el nitrógeno aumente su temperatura se consigue del intercambio producido con la cámara de combustión y con la tubería de escape. De esta forma.

$$\dot{Q}_N = \dot{Q}_{H_{conv}} + \dot{Q}_T + \dot{Q}_C \quad (3.70)$$

Igualando y despejando se obtiene la temperatura de salida del nitrógeno.

$$T_{Ns} = \frac{\dot{Q}_H + \dot{Q}_T + \dot{Q}_C}{\dot{m}_N \cdot c_{pN}} + T_{Ne} \quad (3.71)$$

Con esta temperatura de salida del nitrógeno se recalcula todo de nuevo hasta alcanzar la estabilidad.





## 3.15.- Resultados

Los resultados están condicionados por la longitud de la cámara de combustión. Es por ello que se realizan los cálculos con varias longitudes para observar diferencias. Cabe destacar que un horno más grande sería más caro, por tanto, lo más productivo es encontrar el horno más pequeño que cumpla las especificaciones de al menos 300°C a la salida.

Cuando se determina la longitud apropiada se comparará con el horno real del fabricante para analizar posibles diferencias entre éstos.

Debido a la dependencia de la longitud del hogar en tantas variables, es posible que exista una longitud para la cual se produzca el máximo flujo intercambiado. La obtención de dicho valor es una estimación gráfica ya que para obtener valores a partir del estudio de intercambio realizado hay que repetir los cálculos demasiadas veces.

Tras comprobar los resultados se prueba la temperatura de salida con el caudal de gas real que Praxair va a introducir en el horno, 75 Nm<sup>3</sup>/h. Si no cumpliese se tendría que buscar escoger una longitud más grande en el estudio.

### 3.15.1.- Longitudes estudiadas

La longitud del horno variará entre los 5000 mm y los 6500 mm. El motivo es que se busca una comparación entre el estudio y el horno comprado y dicho horno se encuentra dentro de ese rango de longitudes.

Debido a la falta de información sobre la geometría interior del horno comprado, se prevé que la longitud óptima del estudio sea mayor que la del horno real.

### 3.15.2.- Temperatura de la carcasa

La temperatura de la carcasa, como se puede ver en la Figura 3.16, desciende a medida que se aumenta la longitud de la cámara de combustión.

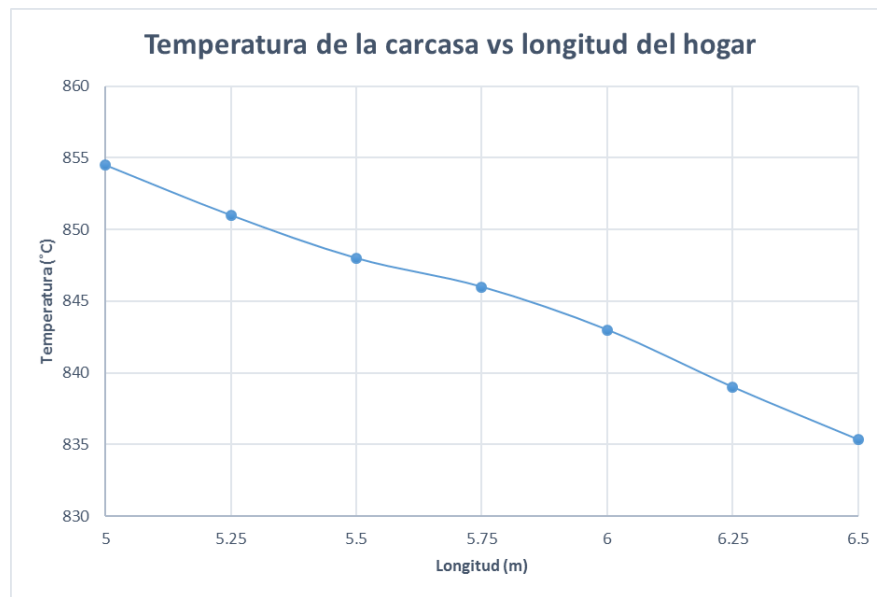


Figura 3.16.- Temperatura de la carcasa en función de la longitud de la cámara de combustión

Cuanto menor sea la temperatura de la carcasa será mejor para la vida del horno, ya que habría riesgo de que la placa de acero se vea afectada por la temperatura.

### 3.15.3.- Temperatura de la pared

Como es lógico teniendo en cuenta la temperatura de la carcasa, la temperatura de la pared también disminuye con la longitud.

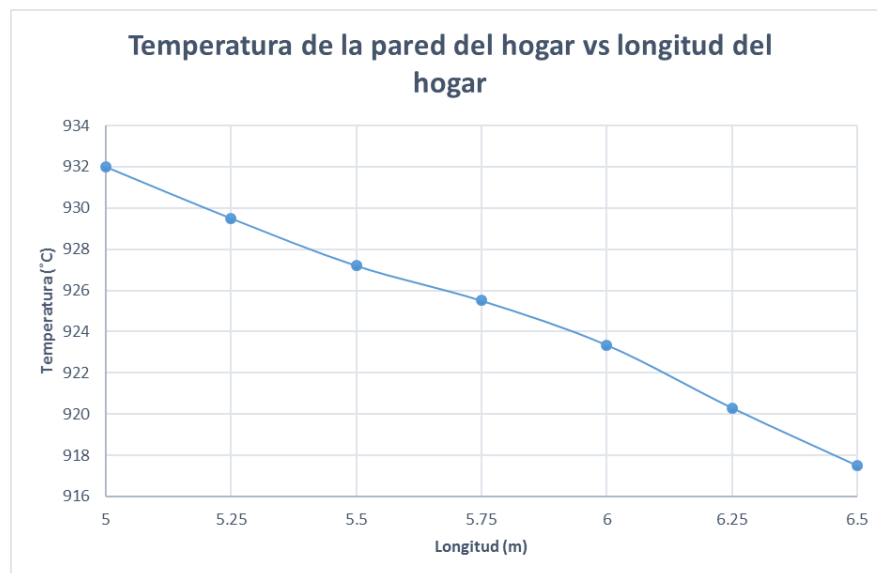


Figura 3.17.- Temperatura de la pared de la cámara de combustión frente a su longitud

Si se compara el descenso de temperatura de la carcasa y la pared del hogar, se puede apreciar que son muy similares, luego el aumento de longitud que equivale a un aumento del área de intercambio afecta del mismo modo a ambas temperaturas. Al descender la temperatura de ambas superficies con la longitud se puede intuir que el calor intercambiado



por radiación entre ambas es menor, ya que, aunque su descenso sea prácticamente idéntico, la diferencia es de temperaturas a la cuarta, y esa diferencia será menor a medida que se reduzca la temperatura superficial. Por lo que se puede concluir que a medida que el horno sea más largo se obtiene un menor intercambio por radiación.

### 3.15.4.- Temperatura de humos a la salida

La temperatura de salida de humos también disminuye con la longitud como cabía esperar, ya que si hay más área de intercambio más calor se podrá pasar de un sitio a otro, y a más calor intercambiado, mayor será la diferencia de temperaturas.

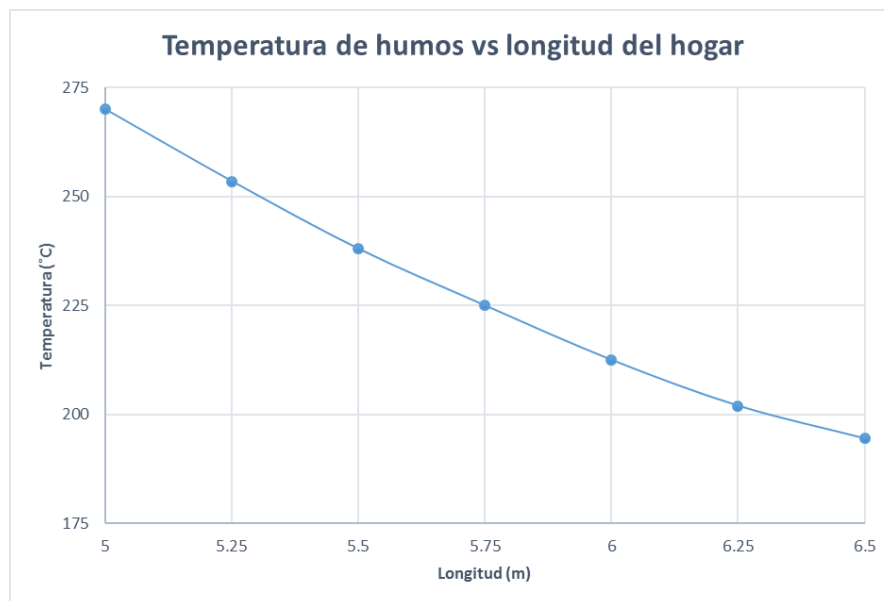


Figura 3.18.- temperatura de salida de los humos por la chimenea frente a la longitud del hogar.

Se puede ver que la temperatura de humos desciende de forma cuadrática. Si se realiza una regresión polinómica de orden 2 se obtiene un mínimo para los 7.5 metros de cámara de combustión cuya temperatura es de 177.25°C.

$$T_{Hs} = 13.524L^2 - 206.24L + 963.29 \quad (3.72)$$

Esto, por supuesto, es una aproximación. Pero puede ayudar a encontrar la longitud máxima para el horno estudiado.

### 3.15.5.- Temperatura de nitrógeno de salida

Esta temperatura aumenta con el aumento del área de intercambio como es lógico.

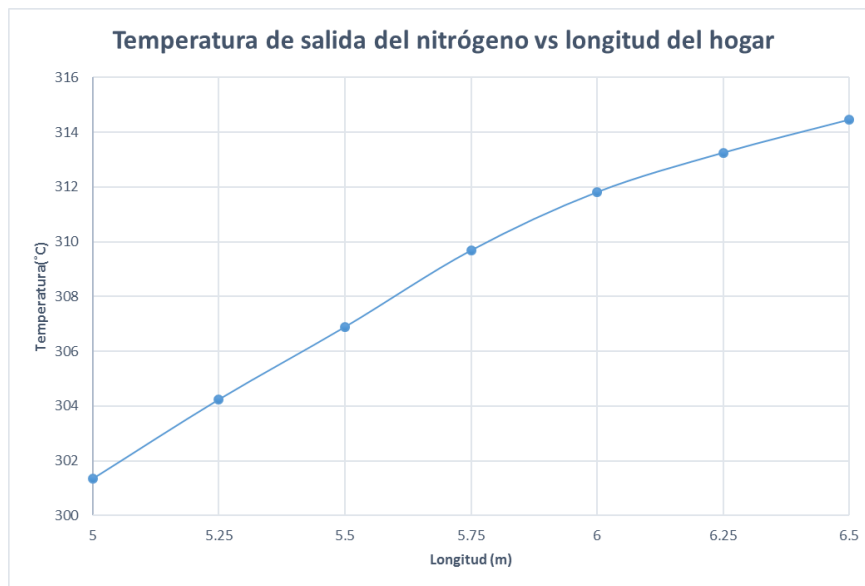


Figura 3.19.- Temperatura de salida del nitrógeno frente a la longitud del horno

También se aprecia una tendencia a tener un máximo. Como en el caso anterior, realizando una regresión cuadrática se obtiene un máximo.

$$T_{Ns} = -3.0154L^2 + 43.583L + 158.65 \quad (3.73)$$

Con esta regresión el máximo se encuentra para una longitud de 7.25 metros y una temperatura de 316.13°C.

### 3.15.6.- Área máxima

Teniendo en cuenta los resultados de la Figura 3.18 y la Figura 3.19, la longitud máxima se encontraría entre los 7500 mm y los 7250 mm. A partir de aquí, aumentar el área de intercambio no resulta útil. El resultado es una aproximación y para realizar un cálculo de áreas máximas se utilizará la longitud máxima calculada para el nitrógeno. Las áreas máximas son, por tanto.

<b>Áreas de intercambio máximas (m<sup>2</sup>)</b>	
<b>Cámara de combustión</b>	18.22
<b>Tubos exterior</b>	58.31
<b>Tubo interior</b>	48.87
<b>Carcasa</b>	25.01

Tabla 3.13.- Tabla de áreas máximas de intercambio

Estas áreas son para conseguir la temperatura más alta a la salida. El calor obtenido con estas áreas sería el obtenido a partir de la siguiente expresión.



$$\dot{Q}_{Nm\acute{a}x} = \dot{m}_N \cdot c_p \cdot (T_{Ns} - T_{Ne}) = 2.43 \cdot 1048 \cdot (316.13 - 26) = 738.86 \text{ kW} \quad (3.74)$$

El rendimiento máximo es el calculado con la siguiente expresión.

$$\eta_{m\acute{a}x} = \frac{\dot{Q}_{Nm\acute{a}x}}{\dot{Q}_C} = \frac{738.86}{812.7} = 90.9\% \quad (3.75)$$

### 3.15.7.- Longitud del horno estudiado

A pesar de que los mejores resultados se obtienen para una longitud de 7.5 metros este horno está sobredimensionado para lo que se busca. En la Figura 3.19 se puede ver que con tan sólo 5 metros ya se obtiene la temperatura deseada, y cuanto más pequeño sea el horno más barato será. Es por esto que escoger un horno así de grande puede ser innecesario.

Debido a esto, el horno escogido será el más pequeño que asegure 300°C a la salida del mismo cuando el caudal sea el real de operación (75 Nm<sup>3</sup>/h).

Para comprobarlo se modifica el caudal de gas natural y se observa que la primera longitud para la que se alcanzan dicha temperatura es de 5.5 metros.

Los resultados para esta longitud se observan en los apartados siguientes.

### 3.15.8.- Temperaturas finales

Las temperaturas finales utilizadas se pueden observar en la Tabla 3.14.

Temperaturas finales (°C)		
Caudal ( $\frac{Nm^3}{h}$ )	77.4	75
$T_{Ne}$	26	26
$T_{Ns}$	307	300
$T_C$	848	846
$T_{Te}$	657	623
$T_{Ts}$	238	227
$T_p$	927	926
$T_{ll}$	1589	1589
$T_{Hs}$	657	623

Tabla 3.14.- Temperaturas finales a 77.4 y 75 Nm<sup>3</sup>/h para L=5.5m



Con un horno de 5.5m y un caudal de gas de 75Nm<sup>3</sup>/h se consigue la temperatura deseada.

### 3.15.9.- Coeficientes de película

Los coeficientes de película obtenidos en los distintos intercambios por convección se pueden ver en la

Coeficientes de película finales $\left(\frac{W}{m^2K}\right)$		
Caudal $\left(\frac{Nm^3}{h}\right)$	77.4	75
$h_{H_N}$	22.21	22.21
$h_{C_N}$	22.21	22.21
$h_{T_{ext}}$	52.62	52.76
$h_{T_{int}}$	31.38	30.23

Tabla 3.15.- Coeficientes de película

Las diferencias de estos coeficientes con el caudal de gas natural son prácticamente nulas, como el resto de variables estudiadas.

### 3.15.10.- Calor intercambiado

Las potencias caloríficas involucradas finales se pueden ver en la Tabla 3.16.

Calor (kW)		
Caudal $\left(\frac{Nm^3}{h}\right)$	77.4	75
$\dot{Q}_{Consumido}$	812.7	812.7
$\dot{Q}_{Rad}$	515.8	516.7
$\dot{Q}_{H_{conv}}$	230.86	231.49
$\dot{Q}_{H_{rad}}$	283.04	283.74
$\dot{Q}_{C_{conv}}$	283.04	283.74
$\dot{Q}_{Tubería}$	201.96	184.10
$\dot{Q}_{Nitrógeno}$	715.85	699.31



Tabla 3.16.- Calores intercambiados para 77.4 y 75 Nm<sup>3</sup>/h y L=5.5m.

Con calor intercambiado y el consumido se puede calcular el rendimiento del horno.

$$\eta_{77.4} = \frac{\dot{Q}_{Nitrógeno}}{\dot{Q}_{Consumido}} = \frac{715.9}{812.7} = 88.1\% \quad (3.76)$$

$$\eta_{75} = \frac{\dot{Q}_{Nitrógeno}}{\dot{Q}_{Consumido}} = \frac{699.31}{812.7} = 86\% \quad (3.77)$$

### 3.16.- Comprobación con el horno real

El horno de Ecotherm Industrie wärmetechnik (7) es muy complejo y su diseño es oculto debido a que es la especialidad de la empresa y no están dispuestos a revelarlo. Es por ello que se realizó este estudio para tratar de llegar a una solución aproximada que fuese cercana a la realidad.

Los resultados del estudio a comparar serán para un horno de 5.5 metros y 77.4 Nm<sup>3</sup>/h, que es el caudal al que se realizó el test del fabricante, y los datos aportados por el fabricante de su horno. Los resultados de la Tabla 3.17 son realmente similares y satisfactorios respecto a los del fabricante en la Tabla 3.18.

<b>Resultados del estudio</b>	
<b>Q<sub>consumido</sub> (kW)</b>	812.7
<b>Q<sub>N</sub> (kW)</b>	715.9
<b>L (m)</b>	5.5
<b>T<sub>Ne</sub> (°C)</b>	26
<b>rendimiento</b>	88.1%
<b>T<sub>Ns</sub> (°C)</b>	307

Tabla 3.17.- Resultados del estudio



<b>Resultados del fabricante</b>	
<b>Q<sub>consumido</sub> (kW)</b>	812.7
<b>Q<sub>N</sub> (kW)</b>	731.4
<b>L (m)</b>	5.57
<b>T<sub>Ne</sub> (°C)</b>	10
<b>rendimiento</b>	90%
<b>T<sub>Ns</sub> (°C)</b>	300

Tabla 3.18.- Resultados del fabricante (7)

El problema viene cuando se analizan los resultados de temperatura internos. Concretamente el único del que se tienen datos, la temperatura de la pared. El fabricante asegura que la temperatura de la pared de la cámara de combustión es de 650°C por tema de seguridad, ya que la envolvente es de acero inoxidable 316 y a más temperatura sufriría deformaciones graves. En el estudio esa temperatura asciende hasta los 927°C, de forma que se demuestra que el resultado del estudio no es del todo bueno.

El motivo de esta enorme diferencia se debe al desconocimiento de la geometría interna del horno y la distribución y trayectoria del nitrógeno. Se entiende que el nitrógeno refrigera el hogar con lo que el diseño del mismo debe ser diferente a lo que se ha estudiado.

Aun así, los resultados son bastante buenos y se podría considerar válidos de cara a utilizarlos para posibles modificaciones de las condiciones de partida o de cara a cambios en las consignas.

Para los cálculos de ahorro energético y económico, se obviarán los resultados de este estudio en detrimento de los del fabricante y los de Praxair.





## 4.- PLANIFICACIÓN DE LA SUSTITUCIÓN DEL HORNO

Como condición previa se toma que el horno viejo no se va a desmontar, de tal forma que ambos equipos han de convivir juntos. El motivo de esta decisión es la posible avería del nuevo horno, ya que, al tener el diseño cerrado, tendrá que ser el fabricante el que se encargue de la reparación, dejando a Avilés sin horno.

Además de este motivo, el hecho de que, si se retira el masivo horno que actualmente se encuentra en funcionamiento, habría que realizar una obra civil más grande. Esto es innecesario, ya que el espacio que hay para la coexistencia de ambos equipos térmicos es más que suficiente.

Como la configuración del circuito de regeneración va a cambiar, se han de realizar las modificaciones pertinentes a dos circuitos de tubería, la de gas y la de nitrógeno de deshecho. Esto implica la modificación de tres tramos de tubería, la entrada de gas natural, la entrada de nitrógeno deshecho y la salida del mismo ya calentado.

El equipo auxiliar del horno ya viene instalado por el fabricante a exigencia de la empresa como es la válvula reguladora y el quemador (6). Únicamente la chimenea tendrá que ser diseñada, construida e instalada.

La instalación del horno y su puesta en marcha deben realizarse con la planta parada, ya que, si estuviese operativa, únicamente habría dos horas de margen para ponerla en marcha y que diese tiempo a regenerar la molécula. Es por esto que es necesaria una parada programada por parte de los demandantes de oxígeno y nitrógeno para poder realizar la parada de la planta y realizar la modificación de la tubería.

### 4.1.- Instalación de gas natural

Las instalaciones de gas natural están reguladas por normativa en el Real Decreto 919/2006 (5) el cual es un reglamento técnico de distribución y utilización de combustibles gaseosos.

En este documento se expone que las instalaciones de gas natural han de ser proyectadas e instaladas por una empresa instaladora de gas debidamente acreditada para poder realizar dicha actividad. Praxair carece de dicha acreditación, lo que motiva a la subcontratación de dicha tarea a una empresa instaladora de gas.

En la séptima instrucción técnica complementaria del Real Decreto se expone los diferentes criterios relacionados con las instalaciones receptoras de gas como es la certificación de la misma, consejos para realizar el mantenimiento y metodologías para la puesta en marcha de las mismas. También se expone la normativa a seguir para el diseño de las chimeneas, las cuales son la norma UNE 123001 para los criterios generales y los límites



de funcionamiento, la norma UNE-EN 1856-1 para las características generales de chimeneas metálicas modulares y la realización de las pruebas de corrosión y la norma UNE-EN 13384-1 la cual establece una metodología de cálculo térmico y aerodinámico para el diseño de chimeneas de un solo aparato.

Tras observar la cantidad de requisitos necesarios para poder conseguir la certificación CE (25), entre las cuales se haya la prueba de corrosión de una duración mínima de cuatro semanas, se tomó la decisión de subcontratar el diseño de la mismo, no así su instalación, la cuál ha de ser llevada a cabo por la empresa instaladora de gas.

## 4.2.- Obra civil

El nuevo equipo se situará en una explanada justo al lado del horno actual, colocando la boca de la salida del aparato justo debajo de la plataforma del obsoleto generador de calor, tal y como se ve en el plano N°4 del documento Planos. La orientación del mismo es paralela a la línea de entrada de nitrógeno actual.

El horno se situará encima de una pequeña plataforma que no aporta la suficiente resistencia, por lo que se han de realizar dos zapatas sobre las que colocar el equipo como se pueden ver en la Figura 4.1 y en la Figura 4.2.

Para conocer el tamaño requerido de las zapatas se ha de realizar un cálculo de vuelco y de resistencia del suelo.

Antes de realizar el cálculo se toma una decisión previa con el fin de encontrar una solución simple y del menor tamaño posible. Para ello se realizará el estudio obteniendo un coeficiente de seguridad para unas dimensiones de zapata dada.

La fabricación de estas zapatas se subcontrata a Ingeco, S.L., no así su diseño, el cual se expone a continuación.

### 4.2.1.- Fuerza del viento

La fuerza del viento se calcula a partir de Documento Básico de Seguridad Estructural, Acciones en la Edificación (26). Dicho valor se obtiene a partir de tres coeficientes.

$$q_e = q_b \cdot c_e \cdot c_p \quad (4.1)$$

Donde  $q_e$  es la fuerza del viento en  $\text{kN/m}^2$ ,  $q_b$  la presión dinámica del viento,  $c_e$  el coeficiente de exposición y  $c_p$  el coeficiente de presión.

La presión dinámica se obtiene del anejo D del documento básico a partir de la siguiente ecuación.

$$q_b = 0.5 \cdot \rho \cdot v_b^2 \quad (4.2)$$



Donde  $\rho$  es la densidad del aire de valor  $1.25 \text{ kg/m}^3$  y  $v_b$  es el valor básico debido a la velocidad de valor  $0.52 \text{ kN/m}^2$  para la zona climática C.

El coeficiente de exposición depende de la altura del aparato y la zona en la que se encuentre. Según la tabla 3.4 del Documento Básico el valor para zona industrial a 3.5 metros de altura es de 1.3.

El coeficiente de presión depende de la geometría de la superficie expuesta. No existe el caso particular del horno, por lo que se aproxima la configuración de edificio con techo de sección circunferencial, obviando el hecho de que existe un espacio entre el horno y el suelo.

Utilizando las tablas y gráficas del Anejo D.12 se obtiene un valor del coeficiente de presión de 0.8.

Con todo se obtiene un valor de la fuerza del viento de  $0.5408 \text{ kN/m}^2$ .

## 4.2.2.- Cálculo de vuelco

Se designa una forma previamente, la cual es seleccionada gracias a la experiencia del equipo de la oficina técnica de Praxair. La zapata se divide en dos secciones, una enterrada y la otra en la superficie. La parte enterrada será más grande (unas 3 veces) que la de la superficie. Esto se hace porque así la zapata ocupará menos espacio que si fuese una única sección, además de que resulta más estético.

Como se comentó con anterioridad, dos de las dimensiones de la zapata se prefijan y se obtiene un coeficiente de seguridad que se tomará válido si éste es mayor que 4. Por lo tanto, se empieza por una zapata que sobrepase lo mínimo posible las dimensiones del horno.

Las dimensiones prefijadas serán la longitud de la zapata de 1300 mm y la sección en contacto con el aire se ajusta a un área cuadrada de  $300 \times 300$ . Para la sección enterrada las dimensiones fijadas será la longitud, idéntica que la otra sección, y el ancho, fijado en 3 veces más que la sección no enterrada. La altura de la parte enterrada será la variable a determinar.

Con el fin de incrementar los márgenes de seguridad y simplificar el cálculo, se aproxima al horno a un cuerpo cilíndrico de diámetro 1628 mm como el que se ve en la Figura 4.1 y en la Figura 4.2.

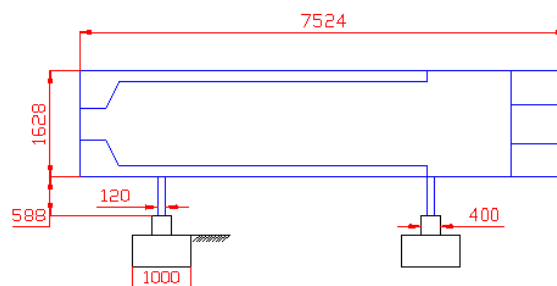


Figura 4.1.- Esquema para el cálculo del vuelco, vista de perfil

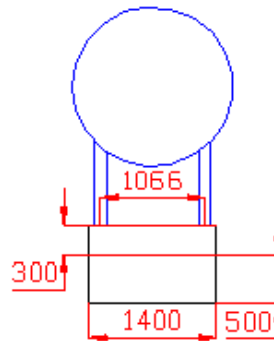


Figura 4.2.- Esquema para cálculo del vuelco, vista en alzado

El vuelco se calcula para el mayor área enfrentada y el punto de vuelco considerado es el del punto verde de la Figura 4.2. El cálculo es simple, se considera el momento producido por el viento sobre el punto de vuelco. En sentido opuesto se encuentra el momento sobre el punto del peso del horno y el de la zapata.

El momento del viento afecta a dos de los pilares del horno y al propio aparato, este será, por tanto.

$$M_v = 2 \cdot q_e \cdot A_{enfrent\_pilar} \frac{L_{pilar}}{2} + q_e \cdot A_{enfrentada\_horno} \left( L_{pilar} + \frac{D_{horno}}{2} \right) \quad (4.3)$$

Este momento debido al viento es de 11.32 kNm.

El momento debido al peso del horno y de la losa es calculado con la multiplicación del peso de ambos por la longitud de la zapata entre 2.

$$M_p = (P_{horno} + P_{zapata}) \cdot \frac{L_{zapata}}{2} \quad (4.4)$$

El peso de la zapata es lo que hay que determinar. El peso viene determinado por la densidad del hormigón armado (unos 25 kN/m<sup>3</sup> (27)) y del volumen de la zapata. Para conocer el volumen hay que conocer la altura de la sección enterrada que se propone con un valor fijo de 500 mm con el fin de facilitar las mediciones y simplificar.

El momento debido al peso es de 52 kNm.

El coeficiente de seguridad se obtiene dividiendo el momento que se opone al del viento.

$$C_{seg} = \frac{M_p}{M_v} = \frac{45.1}{11.32} = 4.59 \quad (4.5)$$

El resultado obtenido es mayor que 4, luego es aceptable la hipótesis de una altura enterrada de 500 mm.



Para finalizar, hay que comprobar la resistencias del suelo (26). De una forma más restrictiva, en Praxair utilizan un límite superior, la presión no debe superar los  $0.5 \text{ kg/cm}^2$ .

Para conocer la presión que se ejerce hacia el suelo se ha de multiplicar el peso de la losa y el horno por el área de la losa.

$$(Masa_{horno} + Masa_{losa}) \cdot S_{losa} = 7567.3 \text{ kg} \cdot 25200 \text{ cm}^2 = 0.3 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \quad (4.6)$$

Como es menor que el límite, se toma por buena la dimensión calculada.

## 4.3.- Ejecución

La ejecución de la obra civil se realiza con el trabajo coordinado por parte de los empleados de tres empresas diferentes. La fabricación de las zapatas por Ingeco, S.L., el posicionamiento del horno en su sitio por Montajes Proyectos y Mantenimiento, S.L. y el control de ejecución y seguridad por Praxair.

Además, el posicionamiento del horno se realiza con el alquiler de una grúa que, al menos, pueda levantar 4 toneladas.

### 4.3.1.- Procedimiento

El procedimiento de posicionamiento comienza con el posicionamiento de las zapatas. Tras esto, se procede a mover el horno hasta éstas y se hace coincidir los agujeros de los soportes del horno con las varillas de las zapatas.

Tras colocarlo se realiza la nivelación del equipo y se rellena con hormigón de nivelación para asegurar que el horno se mantiene nivelado. La nivelación del aparato es un proceso largo que se realiza con el apriete de las tuercas de nivelación que ajustan la altura a la que se sitúa el horno en cada perno, hasta que éste se encuentre correctamente nivelado.

Este proceso se puede realizar sin el paro de la planta, por lo que se puede hacer en cualquier momento previo a la parada programada necesaria para instalar y poner en marcha el horno. Ahorrando mucho tiempo el día de la parada programada para realizar el resto de trabajos.

## 4.4.- Tubería de nitrógeno

La tubería de nitrógeno se divide en dos tramos, el llamado WN005 (tramo 5 de la línea de Wasted Nitrogen) y el llamado WN006 (tramo 6 de la misma línea). Éstos tramos corresponden la entrada y salida del nitrógeno al horno. Tanto la línea nueva como la modificada se puede ver en el plano N°7 del documento planos y el la Figura 4.3

La entrada de nitrógeno actual se lleva a cabo por una tubería de 16" que se reduce a 8" en un colector al cual se conectan las cuatro entradas del horno actual. La salida es idéntica que la entrada con la excepción de que el colector es de 10".



Las comentadas tuberías se encuentran a una altura superior a los 5 metros, con lo que es un trabajo en altura que requerirá de los permisos y las medidas de seguridad adecuadas.

La entrada y salida del nuevo horno es de 20", por lo que la modificación necesaria para acoplar el nuevo horno se realiza en el tramo de 16". En contra a esta decisión se encuentra que para modificar la tubería se ha de realizar corte y soldadura de las nuevas piezas, mientras que la tubería de 8 y 10" se encuentra embridada. Pero a favor de esta decisión está el hecho de que las pérdidas de carga serán menores si se realiza la reducción de 20 a 16" que, a otro diámetro menor, y eso dado el caso de que la presión de trabajo es de 0.5 barg podría suponer un problema demasiado grave.

La tubería será fabricada por MPM en taller y su montaje ha de realizarse con la planta parada, ya que los procesos de corte y soldadura requeridos llevan más de las dos horas de margen que habría para poder regenerar la molécula. Para el montaje se requiere la utilización de una grúa.

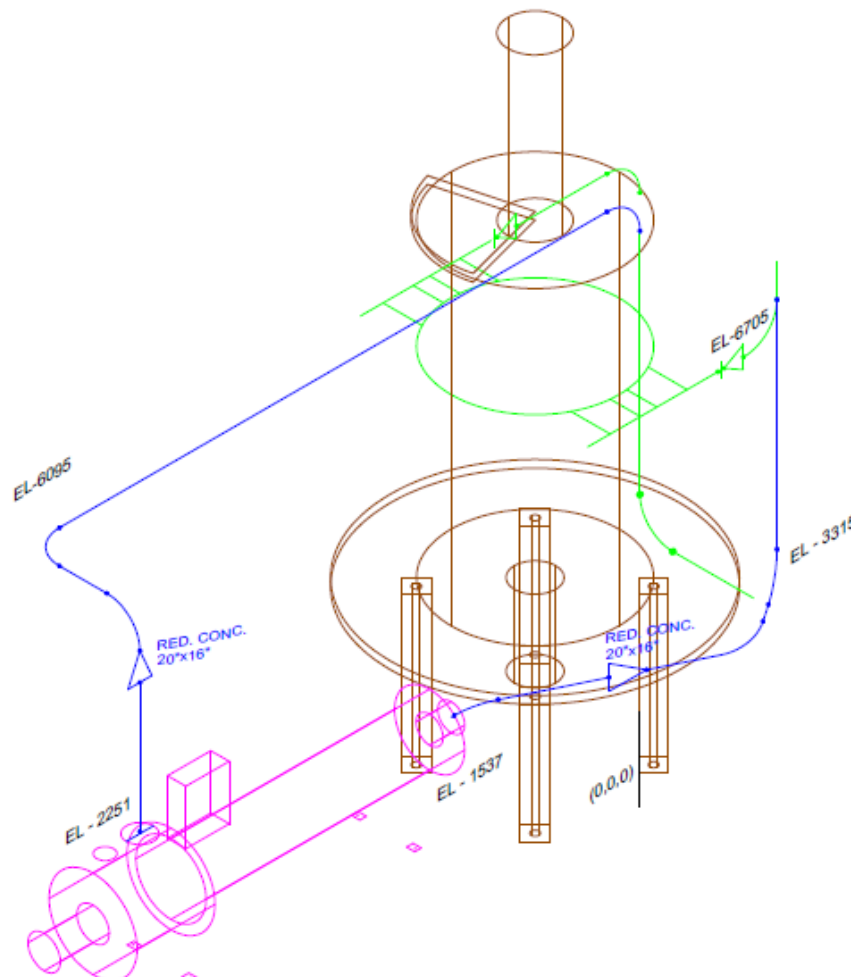


Figura 4.3.- Situación general de la nueva instalación y la vieja



### 4.4.1.- Tubería de entrada de nitrógeno

Para instalar la nueva tubería de entrada se realiza un corte en la vieja y se retira la parte libre. Se une mediante soldadura un codo de 90° para pasar de tramo vertical a horizontal. Tras llegar a la altura del horno se suelda otro codo de 90° y a este un pequeño tramo recto y un codo para bajar verticalmente a la boca de entrada. En este tramo vertical se suelda la reducción de 20"x16". La unión con la entrada del horno es mediante una brida tipo Slip-on DN500 PN6.

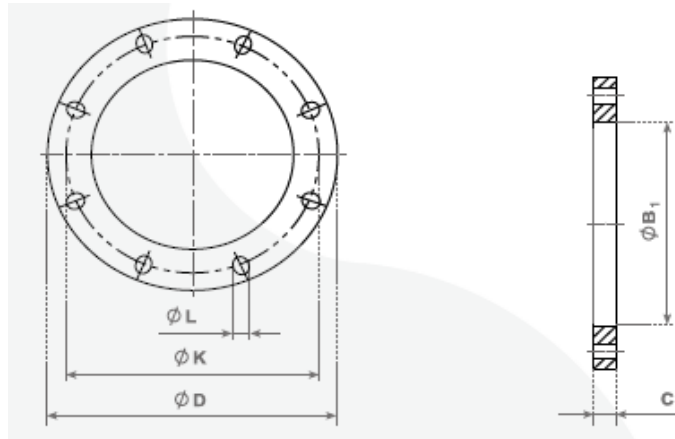


Figura 4.4.- Brida Slip-on DN500 PN6

La tubería descrita se puede ver en el plano N°5 del documento planos.

### 4.4.2.- Tubería de salida de nitrógeno

La tubería de salida tiene menos espacio para maniobrar ya que al noreste del horno se encuentra el filtro de polvo y a la derecha se encuentra la tubería de recirculación de los prepurificadores, además, en esta tubería hay una gran válvula de 16" que ha de poder ser retirada en caso de mantenimiento. Debido a esto se ha de realizar una bayoneta en pendiente que complica el diseño.

La tubería vieja se corta en el tramo vertical de 16" y se suelda el tramo nuevo que continúa bajando hasta llegar a la altura de la plataforma del horno. De esta forma se asegura que se evita el filtro de polvo. La tubería a partir de aquí baja con una pendiente de 16° la cuál es absorbida por el codo de 74° soldado al tramo vertical. Dicho codo se ha de girar 30° respecto a la longitud del horno nuevo para poder evitar las columnas del equipo actual. Tras esto se suelda otro codo de 73° tras el cual se suelda la reducción de 20"x16". Después del tramo recto se suelda un codo de 48° que deja la tubería enfocada a la salida del horno. La unión de esta tubería con el equipo es como el visto en la Figura 4.4.

Este tramo de tubería se puede ver el plano N°6 del documento planos.



## 5.- PLANIFICACIÓN

Existe una parada de Arcelor prevista el 20 de agosto de 2018. Esa fecha es el límite para realizar los trabajos que se realizan antes de la parada para que ese día se pueda ejecutar la obra.

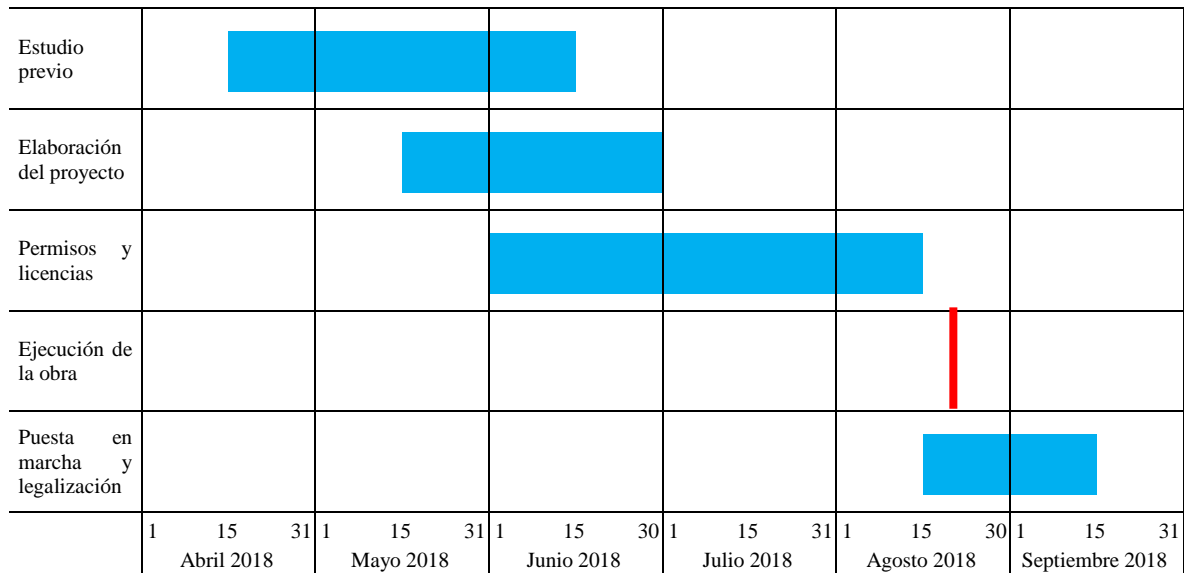


Figura 5.1.- Gant de la obra

El día de la parada se tiene que planificar exhaustivamente, ya que la instalación de la tubería de 16” es muy lenta debido a la soldadura. Aproximadamente se tardan 4 horas en realizar una soldadura de 16”. Hay que realizar dos soldaduras a parte de otros trabajos previos, por lo que eso impediría que un único equipo de soldador-tubero realizase la obra en un turno.

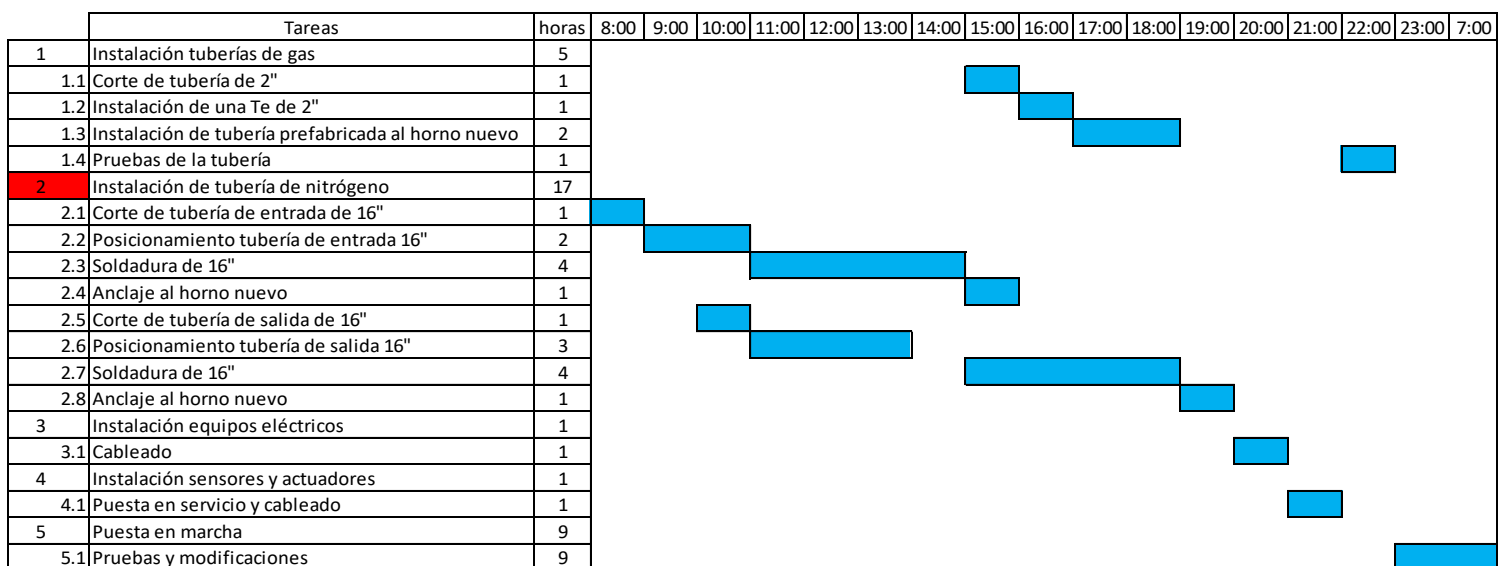


Figura 5.2.- Diagrama Gant del día de la parada





Como se puede ver, en la Figura 5.2, la tarea 2 es la crítica y para que dé tiempo a realizarse se ha de establecer dos turnos de trabajo. El equipo uno entrará a las 8:00 para empezar las tareas de corte de tubería, finalizando su jornada laboral a las 16:00 tras 8 horas de trabajo. El equipo 2 empezará la jornada a las 10:00 parando a comer durante una hora a las 14:00 y finalizando su jornada laboral a las 20:00 con una hora extra.

La instalación de la tubería de gas se realiza por parte de la empresa instaladora de gas. El tiempo estimado de ejecución es de 5 horas que distribuirán a su elección salvo por dos excepciones. El anclaje al horno no puede coincidir con otro anclaje y las pruebas relacionadas con la tubería de gas se han de realizar finalizado el resto de trabajos.

Por último, la puesta en marcha y las posibles modificaciones se realizarán en los turnos siguientes del equipo de control para que, al día siguiente, cuando Arcelor finalice su parada, poder asegurar el suministro.



## 6.- ANÁLISIS DE AHORRO ENERGÉTICO

La sustitución del horno se plantea por la búsqueda de ahorrar energía en el proceso de regeneración del tamiz molecular. Es por ello que el horno nuevo es de un rendimiento mayor que el actual. Para los cálculos del ahorro se utilizarán los datos del fabricante del horno y los de Praxair para temperaturas, caudales de nitrógeno, potencias caloríficas y energía consumida.

El caudal de aire que se introduce al horno es, de media, 6500 Nm<sup>3</sup>/h. El primer cálculo será pasar este caudal volumétrico a másico, para ello será necesario conocer la densidad en condiciones normales.

$$\rho_N = \frac{P \text{ (Pa)} \cdot Mm \left( \frac{kg}{kmol} \right)}{T \text{ (K)} \cdot R \left( \frac{kJ}{kmolK} \right)} = \frac{101325 \cdot 28}{273.15 \cdot 8.314 \cdot \frac{1000 J}{1 kJ}} = 1.25 \frac{kg}{Nm^3} \quad (6.1)$$

El caudal másico es, por tanto.

$$\dot{m} = \dot{V} \cdot \rho_N = 6500 \cdot 1.25 = 8125 \frac{kg}{h} \cdot \frac{1 h}{3600 s} = 2.26 \frac{kg}{s} \quad (6.2)$$

La relación entre el ahorro energético y el rendimiento es directa, ya que el calor necesario para aumentar la temperatura del nitrógeno de los 15°C a los 225 es el mismo sea para el horno que sea.

$$\begin{aligned} \dot{Q}_N &= \dot{m}_N \cdot c_{pN} \cdot (T_{Ns} - T_{Ne}) = 2.26 \frac{kg}{s} \cdot 1.045 \frac{kJ}{kg \cdot K} \cdot (225 - 15)K \\ &= 495.33 kW \end{aligned} \quad (6.3)$$

El rendimiento del horno actual se calcula según la factura del mes de Enero y el calor necesario para que el nitrógeno aumente su temperatura a los 225°C necesarios para que se produzca la regeneración de la molécula (6). La energía consumida en 2017 fue de 1.705.225 kWh (6). El rendimiento se calcula con la relación entre la potencia calorífica consumida y la necesaria y para obtener la energía se multiplica este calor por el tiempo de funcionamiento. Por lo que, si se realiza el cociente con energía, el valor resultante sigue siendo el rendimiento del aparato.

Para obtener el rendimiento es necesario conocer la energía necesaria para calentar el nitrógeno, ya calculada, y las horas de trabajo del horno en un mes. Según Praxair, de media se realizan 71 ciclos al mes de media y de 2 horas de duración, por lo que el horno trabaja 142 horas de media al mes.

Por tanto, la energía aportada al nitrógeno será la resultante del producto de esas horas y la potencia térmica necesaria.



$$E_n = \dot{Q}_n \cdot n^o_{h\text{ trabajo}} = 495.33 \text{ kW} \cdot 142 \frac{\text{h}}{\text{mes}} \cdot 12 \frac{\text{meses}}{\text{año}} = 843968 \frac{\text{kWh}}{\text{año}} \quad (6.4)$$

El rendimiento se obtiene del cociente entre la energía necesaria y la consumida.

$$\eta_{\text{actual}} = \frac{E_N}{E_C} = \frac{843968 \text{ kWh}}{1705225 \text{ kWh}} \cdot 100 = 49.50\% \quad (6.5)$$

Con el valor del rendimiento del horno actual se puede conocer la potencia calorífica consumida por éste.

$$\dot{Q}_C = \frac{\dot{Q}_N}{\eta_{\text{actual}}} = \frac{495.33}{0.495} = 1000.72 \text{ kW} \quad (6.6)$$

Por otro lado, el rendimiento del horno nuevo es del 90% (7), por lo que, aunque el calor que ha de transferirse al nitrógeno es el mismo, el calor generado en la combustión será menor. Esto hace que sea necesario menos combustible.

$$\eta_{\text{nuevo}} = \frac{\dot{Q}_N}{\dot{Q}_C} \rightarrow \dot{Q}_C = \frac{\dot{Q}_N}{\eta_{\text{nuevo}}} = \frac{495.33}{0.9} = 550.37 \text{ kW} \quad (6.7)$$

La diferencia entre las potencias caloríficas necesarias en la combustión repercute directamente en el caudal de gas a quemar. De esta forma, en el horno nuevo se ha de introducir un caudal cuyo cálculo se estima a partir del calor necesario en la combustión y el poder calorífico inferior del gas natural. El cálculo ha sido aportado por el fabricante con su respectivo valor del poder calorífico (7), el cual es de 10.5 kWh/Nm<sup>3</sup>. Pero para el cálculo a realizar se utiliza un valor diferente del poder calorífico inferior del gas natural (3 pág. 11), el cuál es de 10.83 kWh/Nm<sup>3</sup>.

$$\dot{V} = \frac{\dot{Q}_C \text{ (kW)}}{H_u \left( \frac{\text{kWh}}{\text{Nm}^3} \right)} = \begin{cases} \text{horno actual} \rightarrow \frac{1000.72 \text{ kW}}{10.83 \frac{\text{kWh}}{\text{Nm}^3}} = 92.40 \text{ Nm}^3/\text{h} \\ \text{horno nuevo} \rightarrow \frac{550.37 \text{ kW}}{10.83 \frac{\text{kWh}}{\text{Nm}^3}} = 50.82 \text{ Nm}^3/\text{h} \end{cases} \quad (6.8)$$

Se puede ver que la relación entre ambos rendimientos es inversa a la relación entre ambos caudales.

$$\frac{\eta_{\text{actual}}}{\eta_{\text{nuevo}}} = \frac{\dot{V}_{\text{nuevo}}}{\dot{V}_{\text{actual}}} \quad (6.9)$$

En cuanto al ahorro económico la relación será la misma, ya que la energía consumida de un horno respecto a otro sigue la misma relación y es por lo que se paga.



## 6.1.- Ahorro energético anual

El ahorro energético se obtiene de la diferencia de energía consumida anual de un horno respecto al otro. Para ello se utilizan los datos de consumo del horno actual y se estima el consumo que obtendría el horno nuevo en su lugar. El consumo anual de 2017 para el horno a sustituir es de 1705225 kWh (6), y como se comentó anteriormente, la relación de consumos está directamente relacionada con la relación de rendimientos, por tanto, el consumo estimado del horno nuevo se obtendrá a partir del siguiente cálculo.

$$\dot{Q}_{H_N} = \dot{Q}_{H_V} \cdot \frac{\eta_{H_V}}{\eta_{H_N}} = 1705225 \cdot \frac{0.495}{0.9} = 937874 \frac{kWh}{año} \quad (6.10)$$

Con ambos consumos anuales calculados únicamente queda restarlos para ver el ahorro energético anual.

$$\text{Ahorro energético anual} = \dot{Q}_{H_V} - \dot{Q}_{H_N} = 767351 \frac{kWh}{año} \quad (6.11)$$



## 7.- ANÁLISIS DE AHORRO ECONÓMICO

Se realiza una estimación del ahorro económico en función de la energía consumida actualmente y la energía que se consumiría con la instalación del nuevo horno. Tras esto se realizará una estimación de la tasa interna de retorno y el valor actual neto.

El precio de los combustibles varía cada día en función del precio del barril de petróleo (28). Es por ello que se utiliza el precio medio del año anterior, de esta forma, los resultados del ahorro energético del apartado 6.1.- son válidos. El coste del kWh de gas natural fue de 0.0366 € en 2017 (6).

El ahorro económico anual se obtiene a partir del ahorro energético y multiplicando por el coste del gas.

$$\text{Ahorro económico} = 767351 \frac{\text{kWh}}{\text{año}} \cdot 0.0366 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} = 28089.86 \frac{\text{€}}{\text{año}} \quad (7.1)$$

Es decir, cada año se ahorra en gas natural 28089.86 €.

### 7.1.- Análisis de la rentabilidad

Para poder analizar la rentabilidad de la inversión antes hay que conocer la inversión en sí. El equipo a instalar tiene un precio fijado en los 125000€, pero no es la única inversión realizada, ya que las tuberías, tanto de nitrógeno como gas natural, la chimenea, el equipo auxiliar de medición, la obra civil y todo el trabajo relacionado también genera costes que han de tenerse en cuenta.

A todos los gastos se le ha de restar el dinero recibido a través de la subvención del IDAE con el objetivo de que las empresas inviertan en mejorar la eficiencia energética y la reducción de emisiones para que España cumpla con las directrices europeas para 2020 (29). Esta subvención se les da a las empresas por mejorar la eficiencia energética de equipos o realizar sustituciones entre otros motivos. La cuantía depende del tipo de proyecto y la ubicación del mismo. Esta ayuda económica es para PYMES y grandes empresas, variando la cuantía en función del tamaño. Praxair es una gran empresa ubicada en Asturias, por lo que se aporta el mínimo general, el 30% de la inversión escogida (30 pág. 9). La inversión escogida engloba la parte del presupuesto directamente relacionada con la mejora de la eficiencia energética, quedando únicamente a parte los gastos propios, como el salario de los trabajadores, y los impuestos. La obra civil sólo se encuentra cubierta si ésta no supera el 20% de la inversión escogida (30 pág. 8). En este caso, la obra civil es prácticamente inexistente ya que se aprovechará la cimentación del horno actual, por lo que será financiada.

La inversión escogida abarca, por tanto, la adquisición y transporte del equipo, elaboración de los proyectos técnicos, costes de dirección facultativa, costes de ejecución de obra civil, costes de montaje de equipos e instalaciones auxiliares, costes de asistencia técnica, costes necesarios para la legalización de las instalaciones y obtención de licencias y



el coste de todas las actuaciones preparatorias de la actuación como pueden ser los proyectos y memorias técnicas a entregar a la administración.

Quedarán exentos los costes acontecidos en una fecha anterior a la de la solicitud, los impuestos y tasas ni los costes asociados a los aumentos de capacidad. Tampoco entran las instalaciones de cogeneración ni, al tratarse de una gran empresa, los costes de las auditorías energéticas.

La cuantía de ésta será la misma sin contar con la mano de obra, el cual se ubica en el documento presupuesto. Por lo que esta inversión será de 147.338€.

La subvención del IDAE será, por tanto, del 30% de la inversión escogida.

$$\text{Subvención} = \text{Inversión elegida} \cdot 30\% = 147.338\text{€} \cdot 30\% = 44201.4\text{€} \quad (7.2)$$

### 7.1.1.- Valor actual neto

El valor actual neto o VAN, es un indicador de la viabilidad de un proyecto. Consiste en actualizar los cobros y pagos de una inversión para estimar el valor de un proyecto (31). Si el VAN es negativo, el proyecto no es viable y si es mayor que cero es rentable. En este caso, los pagos son presupuesto total y los cobros se derivan de la subvención del IDAE y el ahorro económico debido a la mejora de eficiencia energética.

La formulación para obtener el VAN es la siguiente.

$$\text{VAN} = -I + \frac{R(1 - (1 + i)^{-n})}{i} \quad (7.3)$$

Donde  $i$  es el tipo de interés,  $n$  es el periodo estudiado de amortización, en este caso 10 años,  $R$  el flujo de caja, en este caso el ahorro energético anual, e  $I$  la inversión inicial.

Esta ecuación sólo es válida para flujo de carga constante, por ello, la subvención se implementa en el año cero junto a los pagos del presupuesto. Por lo tanto, la inversión inicial será la siguiente.

$$I = P_T - S \quad (7.4)$$

Donde  $P_T$  es el presupuesto total y  $S$  la subvención.

El VAN se estudia para ver la viabilidad a 10 años. Este indicador también sirve para ver cuando se amortiza un proyecto. Para ello se iguala el VAN a cero y se calcula el periodo  $n$ .

$$n = -\frac{\ln\left(1 - \frac{I \cdot i}{R}\right)}{\ln(1 + i)} \quad (7.5)$$



El tipo de interés es un factor influyente y su utilidad es actualizar el dinero al valor futuro. Esta tasa es un valor bancario que depende del crédito y viene determinado por los valores del Banco Central Europeo o, en este caso, el Banco de España (32). Según los datos del Banco de España, el tipo de interés está al 0%, el motivo de esto es la crisis económica que ha azotado al país y de la cual aún se está saliendo.

El flujo de carga será por tanto el reflejado en la Tabla 7.1.

<b>Amortización a 10 años</b>	
<b>0</b>	-118276.05
<b>1</b>	28089.86
<b>2</b>	28089.86
<b>3</b>	28089.86
<b>4</b>	28089.86
<b>5</b>	28089.86
<b>6</b>	28089.86
<b>7</b>	28089.86
<b>8</b>	28089.86
<b>9</b>	28089.86
<b>10</b>	28089.86

Tabla 7.1.- Flujo de carga

El resultado del VAN para este proyecto a 10 años es de 162.468€.

Tras saber que el proyecto es rentable se ha de verificar cuál es el periodo de amortización. Para ello se resuelve la ecuación (7.1).

El proyecto se amortiza en 4 años, 2 meses y 17 días después de poner en funcionamiento el horno.

### **7.1.2.- Tasa interna de retorno**

La tasa interna de retorno, o TIR, es un indicador financiero similar al VAN, pero con la diferencia de que no mide valor de un proyecto sino la rentabilidad. El TIR se puede definir como la tasa de descuento para que el VAN sea cero en un determinado periodo. Es decir, se parte de la ecuación para el cálculo del VAN, el cual se iguala a cero y se despeja el tipo de interés (33). El resultado será el TIR.



Como el cálculo es relativamente complejo se utiliza la función del Excel TIR.

$$= TIR(valores) \quad (7.6)$$

Donde los valores son todos los flujos de carga, en positivo, y la inversión, en negativo.

Los flujos de carga son los mismos de la Tabla 7.1. El resultado del TIR es del 20%, es decir, sería necesario un interés bancario del 20% para que resultase más rentable dejar el dinero invertido en un banco que en realizar la inversión.





## 8.- BIBLIOGRAFÍA

1. **Parlamento Europeo** . *Directiva 2012/27/UE*. 2012.
2. **Secretaría del Gobierno de España**. *Informe situación energética en España 2015*. 2015.
3. **IDAE**. *Guía técnica de diseño de centrales de calor eficientes*. Madrid : s.n., 2010.
4. **Ministerio de Industria**. *Real Decreto 2060/2008*. Madrid : Boletín Oficial del Estado, Diciembre.
5. **Ministerio de industria**. *Real Decreto 919/2006*. Madrid : Boletín Oficial del Estado, 2006.
6. **Praxair**. Praxair. [En línea] 2017. <http://www.praxair.es/>.
7. **ECOTHERM**. [En línea] [http://www.ecotherm-iwt.de/home\\_english.html](http://www.ecotherm-iwt.de/home_english.html).
8. **BOLETÍN OFICIAL DEL ESTADO**. 2011.
9. **NASA**. **Air Composition**. *Earth facts sheet*. [En línea] 16 de Marzo de 2017. <https://nssdc.gsfc.nasa.gov/planetary/factsheet/earthfact.html>.
10. **BSc**. Ptable. [En línea] <https://www.ptable.com/>.
11. **NASA**. **Equation State**. [En línea] 5 de Mayo de 2015. <https://www.grc.nasa.gov/WWW/K-12/airplane/eqstat.html>.
12. **VDI-Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen**. *VDI Heat Atlas*. [ed.] Peter Stephan, y otros. Second. s.l. : Springer, 2010. pág. 1609.
13. **Estación meteorológica 80110**. **Registro de temperatura de Avilés**. [En línea] Diciembre de 2015. <http://www.redote.org/documentos/Datos%20clim%C3%A1ticos%20mensuales%20Asturias%20Avil%C3%A9s%201994-2005.txt>.
14. **DNBrida**. **ASME B36.19M**. [En línea] <http://www.dnbrida.com/espesor-tuberia-acero-inoxidable-sch-ame-b36.19m.php>.
15. *Tabla entalpias estándar de formación de compuestos orgánicos e inorgánicos*. Uimitube.
16. **Universidad de Sevilla**. **Departamento de Física aplicada**. *Universidad de Sevilla*. [En línea] 4 de Abril de 2013. [http://laplace.us.es/wiki/index.php/Calentamiento\\_de\\_un\\_gas\\_a\\_volumen\\_y\\_a\\_presi%C3%B3n\\_constante](http://laplace.us.es/wiki/index.php/Calentamiento_de_un_gas_a_volumen_y_a_presi%C3%B3n_constante).
17. *Temperatura de llama*.
18. **Siegel, R y Howell, JR**. *Thermal radiation heat transfer*. 4th. New York : Taylor & Francis, 2002.



19. *The zone method analysis of radiant heat transfer: A model for luminous radiation.* Johnson, T F y Beér, J M. s.l. : J Inst Fuel, 1973, J Inst fuel 46, págs. 301-309.
20. SRC. TABLAS EMISIVIDAD.
21. AENOR UNE EN 292. *UNE EN 292.* 1993.
22. EN 12667.
23. Universidad de Oviedo. *Correlaciones de Conveccion.* 2011.
24. Irestal. *propiedades acero inoxidable.* [En línea] <http://data.irestal.com/files/files/2012030204152933979.pdf>.
25. AENOR. *UNE-EN 1856-1.* Madrid : AENOR, 2010.
26. Código Técnico de la Edificación. *Documento Básico - Seguridad Estructural - Acciones de la Edificación.* Madrid : CTE, 2009.
27. Ingeco, S.L.
28. Brent. *Expansión. Precio del petróleo.* [En línea] 2017. [http://www.expansion.com/mercados/cotizaciones/materias/brent\\_LCO.html](http://www.expansion.com/mercados/cotizaciones/materias/brent_LCO.html).
29. IDAE. Fondo Europeo de Desarrollo Regional. [En línea] 2014 - 2020. <http://www.idae.es/ayudas-y-financiacion/fondo-europeo-de-desarrollo-regional-feder-0>.
30. *Disposición 5724 del BOE núm. 122 de 2017.* Ministerio de energía. 2017, BOE.
31. ESAN. *Fundamentos financieros.* [En línea] <https://www.esan.edu.pe/apuntes-empresariales/2017/01/fundamentos-financieros-el-valor-actual-neto-van/>.
32. Banco de España. *Tipo de interés.* [En línea] 2017-actual. [https://www.bde.es/webbde/es/estadis/infoest/ti\\_1\\_1.pdf](https://www.bde.es/webbde/es/estadis/infoest/ti_1_1.pdf).
33. ESAN. *Indicador de rentabilidad.* [En línea] <https://www.esan.edu.pe/apuntes-empresariales/2017/01/un-indicador-clave-de-rentabilidad-la-tasa-interna-de-retorno-tir/>.
34. *Intercambiadores de calor de tubos aleteados. Cálculo térmico.* García Menéndez, David.
35. *ESTUDIO CON MODELOS NUMÉRICOS DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN TUBOS PRÓXIMOS A PARED Y BANCOS DE TUBOS EN MEDIO RADIATIVO PARTICIPANTE.* Fernández García, Francisco Javier.
36. *Tabla de propiedades termodinámicas de algunos gases.*
37. Vemacero. *TUBERIA DE ACERO AL CARBONO API 5L / ASTM A53 / A106 Espesor de Pared NPS DN Pulgadas Milímetros.*



38. Libretext. Standard enthalpy of formation. [En línea] 9 de Febrero de 2017. [https://chem.libretexts.org/Core/Physical\\_and\\_Theoretical\\_Chemistry/Thermodynamics/Energies\\_and\\_Potentials/Enthalpy/Standard\\_Enthalpy\\_Of\\_Formation](https://chem.libretexts.org/Core/Physical_and_Theoretical_Chemistry/Thermodynamics/Energies_and_Potentials/Enthalpy/Standard_Enthalpy_Of_Formation).

39. Banco de España. Cotización EURUSD. [En línea] [https://www.bde.es/webbde/es/estadis/infoest/tc\\_1\\_1.pdf](https://www.bde.es/webbde/es/estadis/infoest/tc_1_1.pdf).

40. Schack, A. *Der Industrielle Wärmeübergang*. Düsseldorf : Stahleisen Publications, 1962.

41. Czerny, M y Genzel, L. 1952, *Glastechnische Ber* 26, págs. 133-140.

42. Genzel, L. 1952, *Glastechn Ber* 25, págs. 387-392.