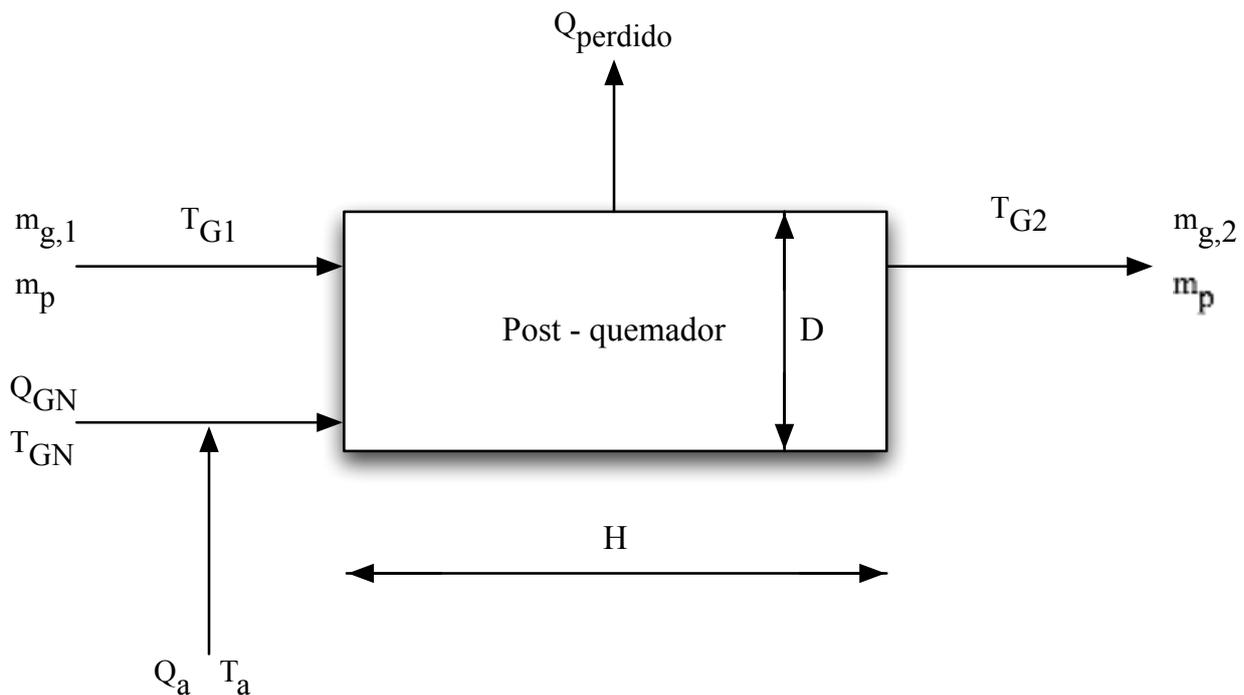


ANEXO 6. DISEÑO DEL POST – QUEMADOR

La corriente de gases de salida del separador ciclónico llega al post-quemador donde se produce una oxidación térmica de los gases entrantes con la ayuda de un quemador auxiliar de gas natural con las mismas características que el usado en el desorbedor. El proceso se obtiene mediante el aporte de altas temperaturas y la introducción de oxígeno en exceso, de modo que los contaminantes volatilizados se transformen en CO_2 y vapor de agua.

El diseño de este equipo consiste en determinar el caudal volumétrico de gas natural y aire necesarios para llevar a cabo el aporte de energía requerido para el proceso de oxidación de los contaminantes desorbidos, además de calcular la longitud y la altura del post-quemador.

Se representa a continuación un esquema del equipo, donde se reflejan las principales variables involucradas en el diseño del mismo:



donde,

- $m_{g,1}$: es el caudal másico (en kg/h) de entrada de los gases al post-quemador, es decir, la suma de los caudales másicos de oxígeno, nitrógeno, anhídrido carbónico, vapor de agua e hidrocarburos desorbidos en el horno rotativo.

- m_p : es el caudal másico (en kg/h) de partículas en suspensión en la corriente de gases de entrada y salida en el post-quemador, es decir, son las partículas no retenidas en el separador ciclónico.
- $m_{g,2}$: es el caudal másico (en kg/h) de salida de los gases del post-quemador (exento de hidrocarburos).
- T_{G1} : es la temperatura (en °C) de entrada de los gases al post-quemador.
- T_{G2} : es la temperatura (en °C) de salida de los gases del post-quemador.
- $Q_{perdido}$: es el calor o energía (en kW) perdido a través de las paredes del equipo.
- Q_{GN} : es el caudal volumétrico (en Nm³/h) de entrada de gas natural necesario para la oxidación térmica del caudal de gases.
- Q_{aire} : es el caudal volumétrico (en Nm³/h) de aire de entrada necesario para formar la llama en el quemador.
- T_{GN}, T_a : temperatura (en °C) de entrada del gas natural y aire, respectivamente.
- D : diámetro (en m) de la sección transversal del post-quemador.
- H : altura (en m) del post-quemador.

El diseño del equipo, como se ha dicho anteriormente, consiste en calcular las variables Q_{GN} , Q_{aire} , L y H . El resto de variables son conocidas, cuyos valores se detallan a continuación, además de algunas especificaciones necesarias para el proceso de cálculo:

- El caudal de gases de entrada al post-quemador (m_{g1}) se tiene del diseño del desorbedor, cuyo valor es $m_{g1} = 7670,90$ (kg/h).
- La temperatura de entrada al post-quemador (T_{G1}) también es sabida, ya que se todos los conductos desde la salida del desorbedor (incluido el separador ciclónico) hasta la entrada del post-quemador han de estar aislados para que no se produzca una pérdida de energía, ya que de lo contrario toda la energía que se pueda perder en el camino se tiene que restituir quemando más gas natural, idea económicamente menos favorable. Por tanto, aislando los conductos hasta

la entrada del post-quemador se toma que la temperatura de entrada al equipo es de unos 50 °C por debajo de la temperatura de salida del desorbedor, es decir, $T_{G1} = 390 - 50 = 340$ °C.

Probablemente realizando el cálculo de pérdidas de calor por convención natural se obtenga un resultado más favorable, es decir, que se pierda menos energía. Sin embargo, la suposición de un descenso de la temperatura de 50 °C es adecuada desde un punto de vista conservador.

- Se toman unas pérdidas de energía a través de las paredes del equipo del 10 % de la energía global aportada por la combustión del gas natural y en menor medida de los hidrocarburos desorbidos presentes en la corriente de gases, como se verá en el proceso de cálculo.

- Las temperaturas de entrada del gas natural y el aire necesarios se toman iguales a la temperatura ambiente, por tanto, $T_{GN} = T_a = 25$ °C.

- El caudal de partículas en suspensión a la salida del separador ciclónico que llega al post-quemador se puede calcular ya que se sabe la eficiencia del separador, la cual es de un 21,44 %, por tanto el caudal de partículas en suspensión es de $m_p = 950 \cdot (1 - 0,2144) = 746,32$ (kg/h).

- La velocidad del gas de diseño se controla a través de la selección de una óptima relación entre la longitud y el diámetro del post-quemador. El valor de esta velocidad varía, según bibliografía, entre 9,1 – 20,7 (m/s), por tanto, se toma un valor intermedio de $v_{gas} = 15$ (m/s).

- Se toman una serie de especificaciones, al tratarse de un proceso de oxidación térmica, que son:

- A la salida del equipo debe haber un 6 % de oxígeno como mínimo.
- La temperatura de salida de los gases debe de ser de 850 °C como mínimo, por tanto se toma una $T_{G2} = 850$ °C.
- El tiempo de residencia de los gases en el post-quemador debe de ser de al menos 2 segundos, por tanto, $t_R \geq 2$ (s).

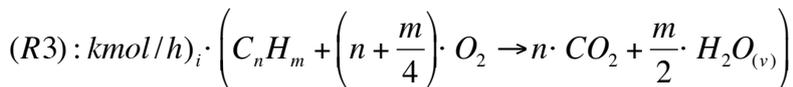
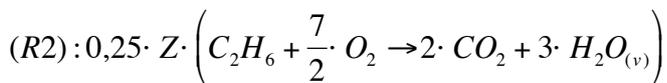
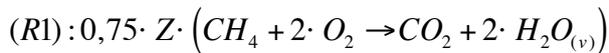
Diseño del post-quemador:

Se toma como punto de partida que se consumen Z kmol/h de combustible (gas natural) con Y kmol/h de aire, además de considerar de que el gas natural está compuesto en su mayor parte por metano y etano en un 75 % (v/v) y un 25 % (v/v), respectivamente. Por tanto:

$$x_{CH_4} = 0,75$$

$$x_{C_2H_6} = 1 - x_{CH_4} = 1 - 0,75 = 0,25$$

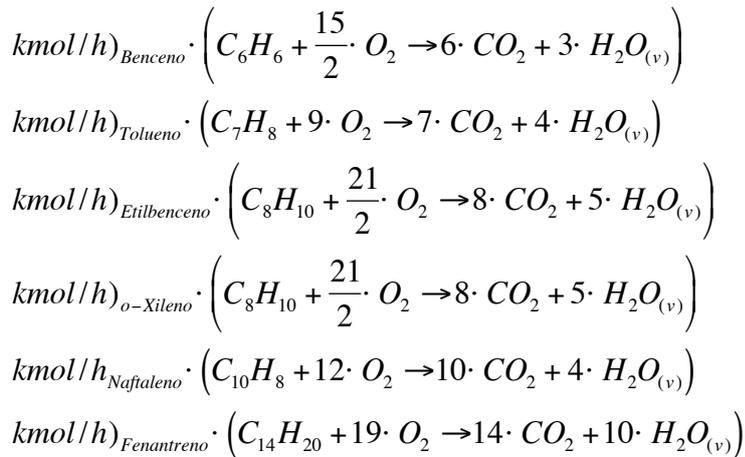
Las reacciones que se llevan a cabo en el proceso son:



De la expresión R3 se obtienen 6 reacciones, una para cada hidrocarburo desorbido presente en la corriente gaseosa de entrada al post-quemador, donde kmol/h)_i es el caudal molar de cada uno. Estos caudales se detallan en la siguiente tabla:

	Fórmula	Peso Molecular	Concentración (mg/kg ss)	m (kg/h)	Kmol/h	x_i
Benceno	C ₆ H ₆	78	2	0,019	0,00024359	0,008215857
Tolueno	C ₇ H ₈	92	45	0,428	0,004646739	0,1567264
Etilbenceno	C ₈ H ₁₀	106	30	0,285	0,002688679	0,090684458
o-Xileno	C ₈ H ₁₀	106	200	1,900	0,017924528	0,604563054
Naftaleno	C ₁₀ H ₈	128	15	0,143	0,001113281	0,037549033
Fenantreno	C ₁₄ H ₂₀	188	60	0,570	0,003031915	0,102261197
					0,029648733	1

Las 6 reacciones quedarían de la siguiente forma:



Se realiza un balance de materia global (en kmol/h) donde al caudal de gas de entrada (denotado con el superíndice “1”) de cada componente se le suma el caudal de gas producido en el quemador (denotado con el superíndice “q”) según las reacciones R1 y R2 y se le resta (en el caso del oxígeno) o suma (en el caso del nitrógeno, anhídrido carbónico y vapor de agua) el caudal producido o consumido según la reacción R3, obteniendo de esta forma para cada componente el caudal gaseoso de salida (denotado con el superíndice “2”):

$$\begin{aligned} *kmol/h)_{O_2}^2 &= kmol/h)_{O_2}^q + kmol/h)_{O_2}^1 - \left[\frac{15}{2} \cdot kmol/h)_{Benceno} + 9 \cdot kmol/h)_{Tolueno} + \frac{21}{2} \cdot kmol/h)_{Etilbenceno} + \right. \\ & \left. + \frac{21}{2} \cdot kmol/h)_{o-Xileno} + 12 \cdot kmol/h)_{Naftaleno} + 19 \cdot kmol/h)_{Fenantreno} \right] \\ *kmol/h)_{N_2}^2 &= kmol/h)_{N_2}^q + kmol/h)_{N_2}^1 \\ *kmol/h)_{CO_2}^2 &= kmol/h)_{CO_2}^q + kmol/h)_{CO_2}^1 + [6 \cdot kmol/h)_{Benceno} + 7 \cdot kmol/h)_{Tolueno} + 8 \cdot kmol/h)_{Etilbenceno} + \\ & + 8 \cdot kmol/h)_{o-Xileno} + 10 \cdot kmol/h)_{Naftaleno} + 14 \cdot kmol/h)_{Fenantreno}] \\ *kmol/h)_{H_2O}^2 &= kmol/h)_{H_2O}^q + kmol/h)_{H_2O}^1 + [3 \cdot kmol/h)_{Benceno} + 4 \cdot kmol/h)_{Tolueno} + 5 \cdot kmol/h)_{Etilbenceno} + \\ & + 5 \cdot kmol/h)_{o-Xileno} + 4 \cdot kmol/h)_{Naftaleno} + 10 \cdot kmol/h)_{Fenantreno}] \end{aligned}$$

donde,

$$\begin{aligned} kmol/h)_{O_2}^q &= 0,21 \cdot Y - 2 \cdot 0,75 \cdot Z - \frac{7}{2} \cdot 0,25 \cdot Z \\ kmol/h)_{N_2}^q &= 0,79 \cdot Y \\ kmol/h)_{CO_2}^q &= 0,75 \cdot Z + 2 \cdot 0,25 \cdot Z = 1,25 \cdot Z \\ kmol/h)_{H_2O}^q &= 2 \cdot 0,75 \cdot Z + 3 \cdot 0,25 \cdot Z = 2,25 \cdot Z \end{aligned}$$

Usando la especificación antes mencionada de que a la salida del post-quemador el contenido del oxígeno debe de ser de un 6 % como mínimo, se plantea la siguiente ecuación:

$$\%O_2 \geq 6 \Rightarrow \frac{(kmol/h)_{O_2}^2}{(kmol/h)_{O_2}^2 + (kmol/h)_{N_2}^2 + (kmol/h)_{CO_2}^2 + (kmol/h)_{H_2O}^2} \geq 0,06$$

de esta especificación se obtiene una ecuación con dos variables, Z e Y, por lo que se necesita otra ecuación para resolver el sistema. Esta ecuación se obtiene planteando el balance de energía, donde el calor liberado en la combustión del gas natural y en el proceso de oxidación de los hidrocarburos (teniendo en cuenta que se produce un 10 % de pérdidas en el equipo), junto con la energía contenida en el caudal de gases de entrada que provienen del separador ciclónico, se emplea en calentar el caudal gaseoso total de salida desde 25 °C hasta la temperatura de salida T_{G2}, la cual ha de ser como mínimo de 850 °C, y las partículas sólidas no retenidas en el ciclón desde la temperatura de entrada T_{G1} hasta la temperatura de salida T_{G2}. En balance, por tanto, queda como sigue:

$$0,9 \cdot \left(0,75 \cdot Z \cdot PCI_{CH_4} + 0,25 \cdot Z \cdot PCI_{C_2H_6} + \sum_{i=1}^6 (kmol/h)_i \cdot PCI_i \right) + (m_g^1 \cdot C_{p,g}^1 + m_v^1 \cdot C_{p,v}^1) \cdot (T_{G1} - 25) = \\ = (m_g^2 \cdot C_{p,g}^2 + m_v^2 \cdot C_{p,v}^2) \cdot (T_{G2} - 25) + m_p \cdot C_{p,s} \cdot (T_{G2} - T_{G1})$$

donde,

$$\sum_{i=1}^6 (kmol/h)_i \cdot PCI_i = (kmol/h)_{Benceno} \cdot PCI_{Benceno} + (kmol/h)_{Tolueno} \cdot PCI_{Tolueno} + (kmol/h)_{Etilbenceno} \cdot PCI_{Etilbenceno} \\ + (kmol/h)_{o-Xileno} \cdot PCI_{o-Xileno} + (kmol/h)_{Naftaleno} \cdot PCI_{Naftaleno} + (kmol/h)_{Fenantreno} \cdot PCI_{Fenantreno}$$

C_{p,gas}¹ y C_{p,gas}² son los calores específicos del gas a la entrada y a la salida, respectivamente, del post-quemador, calculados en cada caso como sigue:

$$C_{p,gas}^1 (kJ/kg \cdot K) = \frac{C_{p,O_2}^1 \cdot m_{O_2}^1 + C_{p,N_2}^1 \cdot m_{N_2}^1 + C_{p,CO_2}^1 \cdot m_{CO_2}^1}{m_{O_2}^1 + m_{N_2}^1 + m_{CO_2}^1} \\ C_{p,gas}^2 (kJ/kg \cdot K) = \frac{C_{p,O_2}^2 \cdot m_{O_2}^2 + C_{p,N_2}^2 \cdot m_{N_2}^2 + C_{p,CO_2}^2 \cdot m_{CO_2}^2}{m_{O_2}^2 + m_{N_2}^2 + m_{CO_2}^2}$$

NOTA: Se recuerda que el superíndice “2” indica corriente de salida y no elevado al cuadrado.

De esta forma, se tiene un sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas (Z e Y), cuyos valores resolviendo el sistema son:

$$Z = 12,30 \text{ (kmol/h)}$$

$$Y = 145,35 \text{ (kmol/h)}$$

Sabiendo que un kmol ocupa 22,4 m³ en condiciones normales de presión y temperatura (Nm³), se tiene que:

$$Q_{GN} = 275,52 \text{ (Nm}^3\text{/h)}$$

$$Q_{aire} = 3255,84 \text{ (Nm}^3\text{/h)}$$

Para ultimar el diseño del post-quemador queda calcular el diámetro y la altura correspondiente del equipo. El diámetro se calcula haciendo uso del dato de la velocidad de los gases a través del conducto de 15 (m/s), de esta forma se tiene que:

$$Q_{gases} \text{ (m}^3\text{/s)} = v_{gas} \text{ (m/s)} \cdot A \text{ (m}^2\text{)} = v_{gas} \cdot \pi \cdot \frac{D^2}{4} \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{gases}}{15 \cdot \pi}}$$

donde,

- Q_{gases} es el caudal de gases (en m³/s) que atraviesa el equipo, el cual se calcula a partir del caudal másico de gases y de la densidad media ponderada de los mismos entre la temperatura de entrada ($T_{G1} = 340 \text{ }^\circ\text{C}$) y la de salida ($T_{G2} = 850 \text{ }^\circ\text{C}$) :

$$Q_{gases} = \frac{m_{gases} \text{ (kg/h)}}{\rho_{gases} \text{ (kg/m}^3\text{)}} \cdot \frac{1}{3600} = 11,395 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

$$\bar{\rho}_{gases} = \frac{\rho_{gases}(T_{G1}) + \rho(T_{G2})}{2} = \frac{0,559 + 0,305}{2} = 0,432 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$\rho_{gases}(T_{G1}) = \frac{P \cdot \overline{PM}_{gases}}{R \cdot T_{G1}} = \frac{1 \cdot 28,246}{0,082 \cdot (340 + 273)} = 0,559 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$\rho_{gases}(T_{G2}) = \frac{P \cdot \overline{PM}_{gases}}{R \cdot T_{G2}} = \frac{1 \cdot 28,246}{0,082 \cdot (850 + 273)} = 0,305 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$\overline{PM}_{gases} = \frac{PM_{O_2} \cdot \text{kmol/h}_{O_2} + PM_{N_2} \cdot \text{kmol/h}_{N_2} + PM_{CO_2} \cdot \text{kmol/h}_{CO_2} + PM_{H_2O} \cdot \text{kmol/h}_{H_2O}}{\text{kmol/h}_{O_2} + \text{kmol/h}_{N_2} + \text{kmol/h}_{CO_2} + \text{kmol/h}_{H_2O}} = 28,103$$

Por tanto,

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,070}{15 \cdot \pi}} = 0,98(m)$$

Haciendo uso de la especificación de que el tiempo de residencia de los gases en el post-quemador debe de ser de al menos 2 segundos, es decir, $t_R \geq 2$ (s), se calcula la altura del mismo.

Se plantea la siguiente relación de la cual se despeja el valor de la altura H (en m):

$$t_R = \frac{V(m^3)}{Q_{gases}(m^3/s)} = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4 \cdot Q_{gases}} \geq 2 \Rightarrow H \geq \frac{8 \cdot Q_{gases}}{\pi \cdot D^2} = 30(m)$$

Por tanto, la altura del post-quemador debe ser de al menos 30 (m) para cumplir con la especificación del tiempo de residencia de los gases en el equipo.