

ANEXO 3. DISEÑO DEL HORNO ROTATIVO - DESORBEDOR

El **desorbedor** u **horno rotativo** de la unidad es un cilindro que gira sobre cojinetes apropiados y tiene una leve inclinación con respecto a la horizontal. El suelo contaminado se introduce por un extremo del cilindro y se desplaza a lo largo de él debido a la rotación, el efecto de la carga y la pendiente del cilindro, descargándose en el otro extremo como producto descontaminado.

El desorbedor utilizado en el proceso de descontaminación es de contacto directo, refiriéndose con directo al método de transmisión de calor, es decir, el calor se aplica a los sólidos del suelo contaminado por contacto directo de éste con los gases calientes producidos por el quemador auxiliar de gas natural. El desorbedor está equipado en su interior con aspas para levantar y dejar caer los sólidos a través de la corriente gaseosa a su paso por el cilindro. Estas aspas están ubicadas alternamente cada 0,7 m para asegurar una cortina de sólidos más continua y uniforme en la llama. La forma de las aspas es radial plana (ver Figura A.4.1, tomada del Perry), aunque en el primer metro de distancia en relación con la entrada de alimentación se instalan aspas espirales para acelerar el movimiento de entrada bajo el transportador y evitar fugas en el anillo de retén del extremo de alimentación en dirección de los sellos para gas.

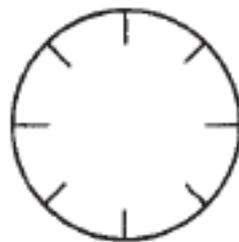


Fig. A.4.1

El flujo del material contaminado con respecto a la circulación del gas es en isocorriente, para de esta forma obtener una mayor eficiencia de transferencia de calor. Hay varios métodos que se aplican para sellar el desorbedor rotatorio y evitar fugas de gas por las aberturas anulares entre el cilindro y las piezas estacionarias de la garganta aunque ninguno de ellos es un sello de sólidos eficaz ni tampoco funcionan satisfactoriamente como sello de gas si se permite la fuga de sólidos sobre el anillo de retención del cilindro. En el desorbedor de la unidad se usa un sello de fricción (ver Figura A.4.2, tomada del Perry) y cajas de cojinetes alternos de rodillos de muñón antifricción, las cuales están completamente selladas y se encuentran continuamente sumergidas en un baño de lubricante (ver Figura A.4.3, tomada del Perry). Estos rodillos permiten controlar la velocidad de giro del horno.

Se debe llevar a cabo un control minucioso de la presión interna para evitar la emanación de polvos al exterior y reducir al mínimo la entrada de aire del exterior.

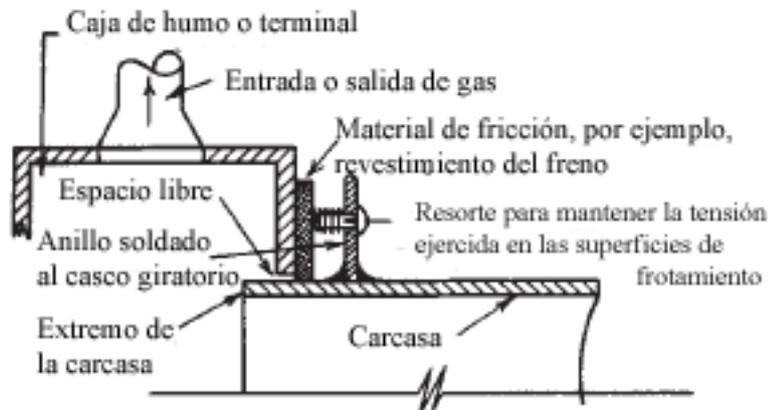


Fig. A.4.2

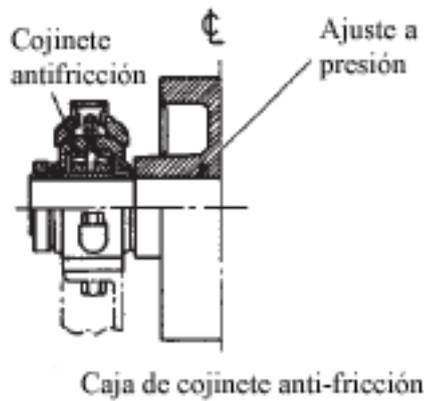


Fig. A.4.3

En la figura A.4.5 (tomada del Perry) se muestra la configuración de los componentes del horno.

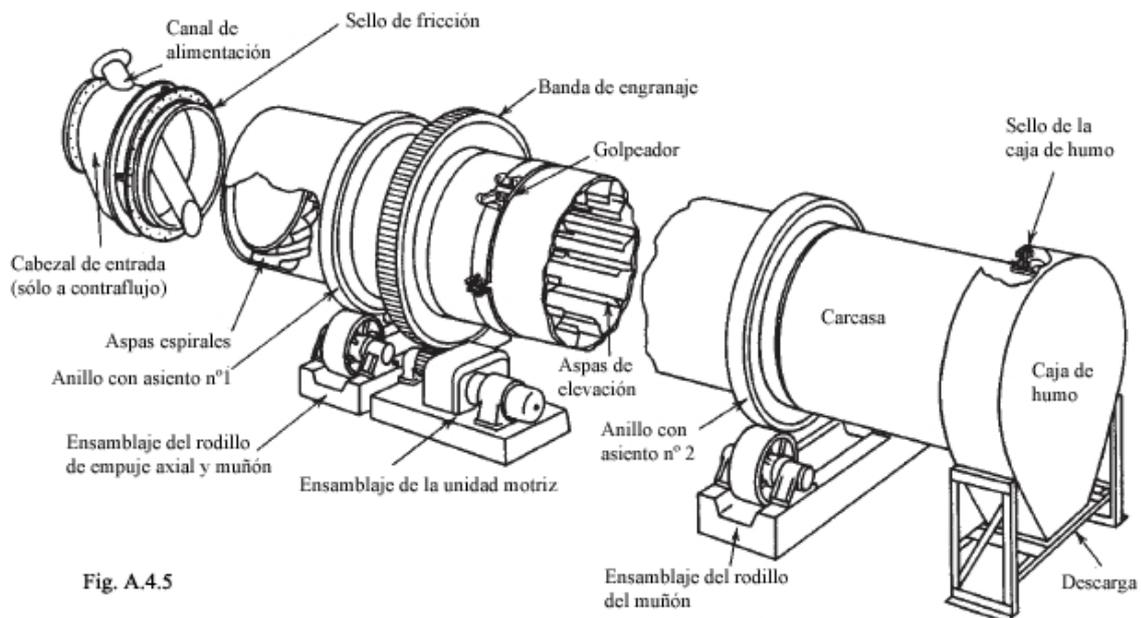


Fig. A.4.5

El desorbedor está provisto de un **quemador auxiliar**, que es un dispositivo que permite realizar la reacción de combustión entre el combustible y el comburente de manera controlada y regulable, asegurando la aportación adecuada de ambos para conseguir la potencia calorífica especificada, y distribuyendo la zona de reacción (llamas) y la circulación de los productos de combustión de modo que se transfiera a la carga de material sólido contaminado, del modo más eficiente posible, todo el calor producido.

Como combustible se usa gas natural, por tanto se trata de un quemador de gas, en concreto un quemador de premezcla a presión. Este tipo de quemador suele ser de premezcla total y los fenómenos a tener en cuenta son los de retorno y desprendimiento de llama.

En cuanto al fenómeno de calado o retorno de llama, una pared fría ejerce una acción inhibidora de la combustión. Existe un diámetro límite que es el mínimo requerido para que se propague la combustión. Su valor depende de la naturaleza de la mezcla y de la temperatura de la pared. También se define una distancia de seguridad, en la que se tiene en cuenta el calentamiento de las paredes por la llama. Para el caso del gas natural, donde el componente predominante es el metano, el diámetro límite es de 3,3 mm y la distancia de seguridad de 0,93 mm.

A bajos caudales puede producirse un retroceso de llama hacia el mezclador, excepto si el orificio de salida tiene un diámetro inferior a la distancia de seguridad, o colocando una rejilla de malla inferior a esa distancia, o celdillas de refractario con diámetros adecuados.

En equipos como el caso tratado, estas protecciones son inaplicables y el sistema se protege garantizando un caudal mínimo.

También puede protegerse el retorno colocando en el tubo de premezcla rejillas o esponjas metálicas de mallas inferiores a la distancia de seguridad.

En lo relacionado con el fenómeno de desprendimiento o soplado, cuando aumenta el caudal la llama se hace aérea e inestable y puede llegar a desprenderse. Se emplean dispositivos que contrarrestan este fenómeno como son los estabilizadores. Uno muy frecuente consiste en rodear la llama principal de llamas auxiliares de baja velocidad (llamas piloto), cuando se trabaja al aire libre; sin embargo el caso que se trata en este proyecto, es decir, en un desorbedor, la estabilización se consigue con refractarios.

La flexibilidad de este tipo de quemadores es limitada:

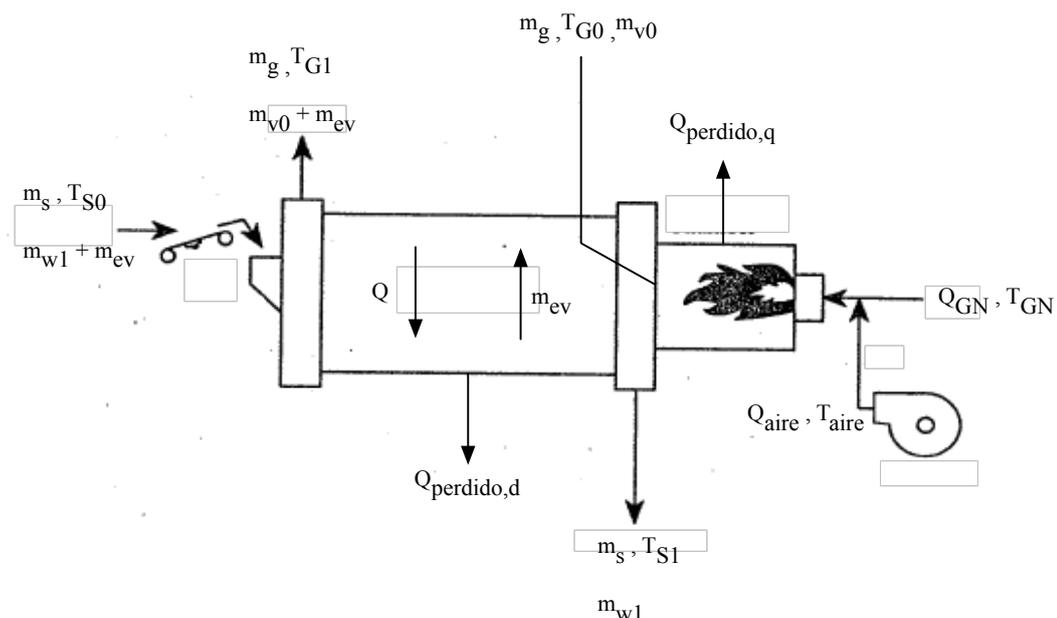
- En potencia, por los límites de estabilidad. Raramente se consiguen en equipos industriales flexibilidades superiores a $\frac{1}{4}$.
- En tasa de aireación, por razón de los límites de inflamabilidad.
- El retorno de llama se evita, como se ha visto, reduciendo los orificios de alimentación. De ahí que la potencia de estos quemadores se limite a 200 kW para los de premezcla total y 500 kW para los de premezcla parcial.
- La recuperación también se dificulta en estos tipos de quemadores por el riesgo de calentar las mezclas.

Sin embargo, se siguen utilizando por las siguientes razones:

- Su elevada intensidad de combustión y temperaturas altas de llama.
- Elevada potencia específica del frente de llama.

Procedimiento de cálculo del diseño del desorbedor :

A continuación se representa un esquema donde se pueden apreciar las variables que entran en juego en el diseño del desorbedor de la unidad :



donde,

m_c : Caudal másico (kg/h) de combustible (gas natural) necesario para cumplir con las especificaciones de temperatura.

T_c : Temperatura (°C) de entrada del combustible en la cámara de combustión del quemador auxiliar.

m_a : Caudal másico (kg/h) de entrada de aire en la cámara de combustión del quemador auxiliar.

T_a : Temperatura (°C) de entrada del aire en la cámara de combustión del quemador auxiliar.

m_g : Caudal másico (kg/h) de entrada de gases en el desorbedor, formados en la cámara de combustión del quemador auxiliar.

T_{G0} : Temperatura (°C) de entrada de los gases en el desorbedor.

T_{G1} : Temperatura (°C) de salida de los gases del desorbedor.

m_{v0} : Caudal másico (kg/h) de entrada de vapor de agua en el desorbedor, formado en la reacción química producida en la cámara de combustión del quemador auxiliar.

m_s : Caudal másico (kg/h) de entrada de sólido (material contaminado) al desorbedor.

T_{S0} : Temperatura (°C) de entrada del sólido al desorbedor.

T_{S1} : Temperatura (°C) de salida del sólido del desorbedor.

m_{w1} : Caudal másico (kg/h) de agua presente en el sólido que no se evapora durante el proceso desorción, y que, por tanto, sale con el material del desorbedor.

m_{ev} : Caudal másico (kg/h) de agua presente en el sólido que se evapora en el desorbedor, pasando a la fase gaseosa, y que, por tanto, sale con esta corriente del desorbedor uniéndose al caudal de vapor de agua ya presente en la corriente gaseosa (m_{v0}).

L : Longitud (m) de la unidad de desorción térmica.

D : Diámetro (m) de la unidad de desorción térmica.

El diseño del desorbedor se basa en calcular las variables m_c , m_a , D y L , donde las variables de diseño, es decir, variables de valores conocidos o estimados, son las siguientes :

- El caudal másico de sólido que llega al desorbedor es de 9,5 (t/h), como ya se vio en el diseño de la criba vibratoria (Anexo 1), por tanto, $m_s = 9500$ kg/h.
- Se considera que el sólido entra a una temperatura tal que implique condiciones más desfavorables, esto sería por ejemplo en invierno donde el material adquiere una menor temperatura. Por tanto, se supone una $T_{S0} = 10$ °C.
- El material sólido saldrá del equipo de desorción a una temperatura tal correspondiente a la temperatura de ebullición más alta de los contaminantes presentes, que en el caso de estudio se trata de la temperatura de ebullición del Fenantreno como se muestra en la siguiente tabla :

Contaminantes	Benceno	Tolueno	Etilbenceno	o - Xileno	Naftaleno	Fenantreno
$T_{\text{ebullición}} \text{ (°C)}$	80	111	136	144	218	340

Por tanto, $T_{S1} = 340$ °C.

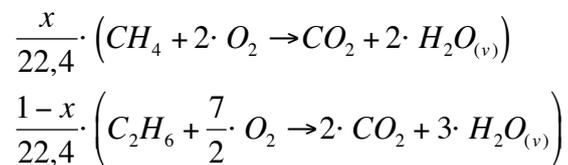
- Este tipo de equipos trabaja bien con una humedad en el material entre el 5-25 %, se toma un valor intermedio del 10 % de humedad inicial en el sólido y se seca hasta un humedad final del 0,5 %, por tanto $m_{w1} = 47,5$ kg/h y $m_{ev} = 902,5$ kg/h.
- La temperatura de entrada del combustible (gas natural) y del aire en la cámara de combustión del quemador auxiliar se suponen ambas de temperatura ambiente, por tanto $T_c = T_a = 20$ °C.
- Las pérdidas de calor, tanto en el quemador auxiliar como en el desorbedor, se suponen de un 10 % del calor total aportado en cada uno de los equipos, por tanto $Q_{\text{perdido1}} = Q_{\text{perdido2}} = 10$ %.
- Según bibliografía, la velocidad de circulación del gas en el interior de este tipo de hornos varía entre 1,5 - 4,5 (m/s). Para el caso en estudio, se toma una velocidad de $v_{\text{gas}} = 3$ (m/s) como caso desfavorable.

- Se trabaja con un exceso de aire a la entrada del quemador auxiliar tal que a la salida del mismo se tenga entre un 9 – 10 % de oxígeno.
- La temperatura de salida de los gases del desorbedor (T_{G1}) debe de situarse entre 50 – 150 °C por encima de la temperatura de salida del material sólido descontaminado (T_{S1}).

Se trata en primer lugar el quemador auxiliar de gas natural, donde se hacen una serie de consideraciones iniciales como son :

- Se consume 1 Nm³ de combustible por cada Y Nm³ de aire a la hora.
- Se considera como componentes mayoritarios en el gas natural usado como combustible el metano (CH₄) y el etano (C₂H₆), por tanto, solo se consideran estos dos componentes a efectos de cálculo. El metano presente en un x % (v/v) y el etano, por tanto, en un (1 – x) % (v/v).

Las dos reacciones que se llevan a cabo en la cámara de combustión del quemador auxiliar son (sabiendo que un kmol ocupa 22,4 Nm³ en condiciones normales de presión y temperatura) :



Realizando un balance de materia para cada componente de salida del quemador, se tienen los siguientes caudales para cada uno de ellos:

$$kmol/Nm^3)_{O_2} = \frac{1}{22,4} \cdot \left(0,21 \cdot Y - 2 \cdot x - \frac{7}{2} \cdot (1-x) \right)$$

$$kmol/Nm^3)_{N_2} = \frac{1}{22,4} \cdot (0,79 \cdot Y)$$

$$kmol/Nm^3)_{CO_2} = \frac{1}{22,4} \cdot (x + 2 \cdot (1-x))$$

$$kmol/Nm^3)_{H_2O} = \frac{1}{22,4} \cdot (2 \cdot x + 3 \cdot (1-x))$$

Se desprecia la posible humedad contenida en el combustible al considerarse en muy baja proporción.

Como ya se ha indicado, se trabaja con un exceso de aire tal que a la salida del quemador auxiliar se tenga un 9 % de oxígeno. Usando esta condición se puede plantear la siguiente ecuación :

$$\%O_2 = 9\% = \frac{kmol/Nm^3)_{O_2}}{kmol/Nm^3)_{O_2} + kmol/Nm^3)_{N_2} + kmol/Nm^3)_{CO_2} + kmol/Nm^3)_{H_2O}} \cdot 100$$

donde asignando una cierta proporción de metano y etano presentes en el combustible, es decir, dando un valor a x, se obtiene despejando el valor de Y (Nm³ de aire de entrada en el quemador auxiliar por cada Nm³ de combustible usado). De esta forma, considerando que en el combustible el metano está presente en un 75 % y el etano en un 25 % (x = 0,75) y despejando de la ecuación anterior se obtiene una Y = 20,64 (Nm³ aire/Nm³ combustible).

Se está ya en condiciones de poder calcular la masa (en kg) de cada componente con sólo multiplicar los kmol obtenidos en el balance anterior por el peso molecular correspondiente de cada uno, y a partir de estas masas obtener lo que se llamará M_G (kg gas seco/Nm³ combustible) y M_{vo} (kg vapor agua/Nm³ combustible) así como la relación entre ambas variables, denominada R = M_{vo}/M_G, la cual será de utilidad en un posterior cálculo. De esta forma se obtiene :

$$m_{O_2} = \frac{32}{22,4} \cdot \left(0,21 \cdot Y - 2 \cdot x - \frac{7}{2} \cdot (1 - x) \right) = 2,80(kg/Nm^3)$$

$$m_{N_2} = \frac{28}{22,4} \cdot (0,79 \cdot Y) = 20,38(kg/Nm^3)$$

$$m_{CO_2} = \frac{44}{22,4} \cdot (x + 2 \cdot (1 - x)) = 2,46(kg/Nm^3)$$

$$m_{H_2O} = \frac{18}{22,4} \cdot (2 \cdot x + 3 \cdot (1 - x)) = 1,81(kg/Nm^3)$$

por tanto,

$$M_G = 2,80 + 20,38 + 2,46 = 25,63 \text{ (kg de gas seco/Nm}^3 \text{ de combustible)}$$

$$M_{vo} = 1,81 \text{ (kg de vapor de agua/Nm}^3 \text{ de combustible)}$$

$$R = 1,81/25,63 = 0,07$$

Se realiza ahora un balance de energía en el quemador donde se ponga de manifiesto la cantidad de calor o energía desprendida en la combustión del gas natural. Se tiene entonces que:

$$0,9 \cdot \left(\frac{x}{22,4} \cdot PCI_{CH_4} + \frac{1-x}{22,4} \cdot PCI_{C_2H_6} \right) = C_{p,gas} \cdot (m_{O_2} + m_{N_2} + m_{CO_2}) \cdot (T_{G0} - T_a) + C_{p,v} \cdot m_v \cdot (T_{G0} - T_a)$$

donde,

- x : es la fracción en tanto por uno de metano presente en el combustible (gas natural), la cual se consideró del 75 %, luego $x = 0,75$.

- $1 - x$: es la fracción en tanto por uno de etano presente en el combustible (gas natural), la cual se consideró del 25 %, luego $1 - x = 0,25$.

- PCI_{CH_4} : poder calorífico inferior molar del metano, siendo igual a $8,03 \cdot 10^5$ (kJ/kmol).

- $PCI_{C_2H_6}$: poder calorífico inferior molar del etano, siendo igual a $1,43 \cdot 10^6$ (kJ/kmol).

- $C_{p,gas}$: calor específico a presión constante del gas de combustión en base seca, formado por oxígeno, anhídrido carbónico y nitrógeno. Se toma un valor medio ponderado, de forma que sabiendo que el $C_{p,oxígeno} = 0,918$ (kJ/kg·K), $C_{p,CO_2} = 0,841$ (kJ/kg·K) y el $C_{p,nitrógeno} = 1,040$ (kJ/kg·K), se tiene que:

$$C_{p,gas} = \frac{C_{p,O_2} \cdot m_{O_2} + C_{p,N_2} \cdot m_{N_2} + C_{p,CO_2} \cdot m_{CO_2}}{m_{O_2} + m_{N_2} + m_{CO_2}} = \frac{0,918 \cdot 2,80 + 1,040 \cdot 20,38 + 0,841 \cdot 2,46}{2,80 + 20,38 + 2,46} = 1,008 \text{ (kJ/kg} \cdot \text{K)}$$

- $C_{p,v}$: calor específico a presión constante del vapor de agua, siendo este de $2,080$ (kJ/kg·K).

El resto de variables implicadas están definidas con anterioridad. De esta ecuación se obtiene despejando el valor de la temperatura de entrada de los gases en el desorbedor (T_{G0}), siendo de:

$$T_{G0} = 1384,11 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Se ha comentado anteriormente que la temperatura de los gases de salida del desorbedor (T_{G1}) debe situarse entre $50 - 150$ °C por encima de la temperatura de salida del sólido del desorbedor (T_{S1}). La correcta selección de esta temperatura da lugar a un adecuado diseño del horno, esto es, la obtención de la longitud y el diámetro del mismo, que estén dentro de los parámetros normales aplicados en la realidad. Se trata de un proceso iterativo, cuyos pasos se detallan a continuación:

Paso 1.

Se toma un valor de T_{G1} comprendido entre 50 – 150 °C por encima de T_{S1} , al cual se denomina $T_{G1,supuesta}$

Paso 2.

Se realiza un balance de energía en el desorbedor, donde la energía necesaria para:

- Calentar el sólido
- Calentar el agua
- Evaporar el agua
- Calentar el vapor

debe ser igual a la energía cedida por el gas de combustión obtenido en la cámara del quemador auxiliar de gas natural. Planteando dicho balance se obtiene la siguiente expresión:

$$m_s \cdot C_{p,s} \cdot (T_{S1} - T_{S0}) + m_{w1} \cdot C_{p,L} \cdot (T_{S1} - T_{S0}) + m_{ev} \cdot [\lambda_{T_{S0}} + C_{p,v} \cdot (T_{G1} - T_{S0})] = \\ = 0,9 \cdot [m_g \cdot C_{p,g} \cdot (T_{G0} - T_{G1}) + m_{v0} \cdot C_{p,v} \cdot (T_{G0} - T_{G1})]$$

donde,

- $C_{p,gas}$: calor específico a presión constante del gas de combustión en base seca, formado por oxígeno, anhídrido carbónico y nitrógeno. Se toma un valor medio ponderado entre el valor a 25 °C y el correspondiente a la temperatura de salida seleccionada T_{G1} (°C).
- $C_{p,s}$ es el calor específico a presión constante del sólido (material contaminado) de entrada en el desorbedor. La mayor parte del material está formado por arena, por tanto se tomará el valor de su calor específico, que es $C_{p,arena\ seca} = 0,795$ (kJ/kg·K).
- $C_{p,L}$ es el calor específico a presión constante del líquido, es decir, del agua a efectos de cálculo. Cuyo valor es de $C_{p,L} = 0,4186$ (kJ/kg·K).
- $\lambda_{T_{S0}}$ es el calor latente de vaporización a la temperatura de entrada del material sólido (T_{S0}), es decir, a 10 °C. Cuyo valor es de 2477,9 (kJ/kg).

Sabiendo que $m_{vo} = R \cdot m_g$, donde R es conocido (calculado anteriormente) y sustituyendo en la ecuación anterior, se calcula despejando el caudal másico de gas (m_g) que atraviesa el desorbedor y posteriormente el valor de m_{vo} (caudal másico de vapor de agua que entra con los gases).

Paso 3.

Conocido m_g (kg/h), se calcula el caudal volumétrico de gas natural Q_{GN} (Nm^3/h) y aire Q_{aire} (Nm^3/h) necesarios, haciendo uso de la relación $M_G = m_g/Q_{GN}$, donde M_G viene en kg de gas seco por Nm^3 de gas natural y sabiendo que se necesitan $20,64 Nm^3$ de aire por cada Nm^3 de combustible introducido en la cámara de combustión del quemador auxiliar.

Paso 4.

Se calcula el diámetro D (en m) del desorbedor sabiendo que la velocidad de circulación del gas en el interior del horno es de $v_{gas} = 3$ (m/s) (tomada con anterioridad):

$$Caudal = \text{Área} \cdot v_{gas} \Rightarrow \frac{m_g + m_{vo}}{\rho_{gas}(T_{G0})} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot v_{gas}$$

$$D = \left(\frac{4 \cdot (m_g + m_{vo})}{\pi \cdot \rho_{gas}(T_{G0}) \cdot v_{gas}} \right)^{1/2}$$

donde,

$\rho_{gas}(T_{G0})$ es la densidad del gas a la temperatura de entrada del mismo en el desorbedor, es decir, a $T_{G0} = 1384,11$ °C. Se tiene que: $\rho_{gas} = \frac{P \cdot \overline{PM}}{R \cdot T_{G0}}$

donde,

- P es la presión en atm. En el caso de estudio $P = 1$ atm.

- \overline{PM} es el peso molecular medio del gas de entrada al desorbedor. Por tanto:

$$\overline{PM} = \frac{PM_{O_2} \cdot mol_{O_2} + PM_{N_2} \cdot mol_{N_2} + PM_{CO_2} \cdot mol_{CO_2} + PM_{H_2O} \cdot mol_{H_2O}}{mol_{O_2} + mol_{N_2} + mol_{CO_2} + mol_{H_2O}} =$$

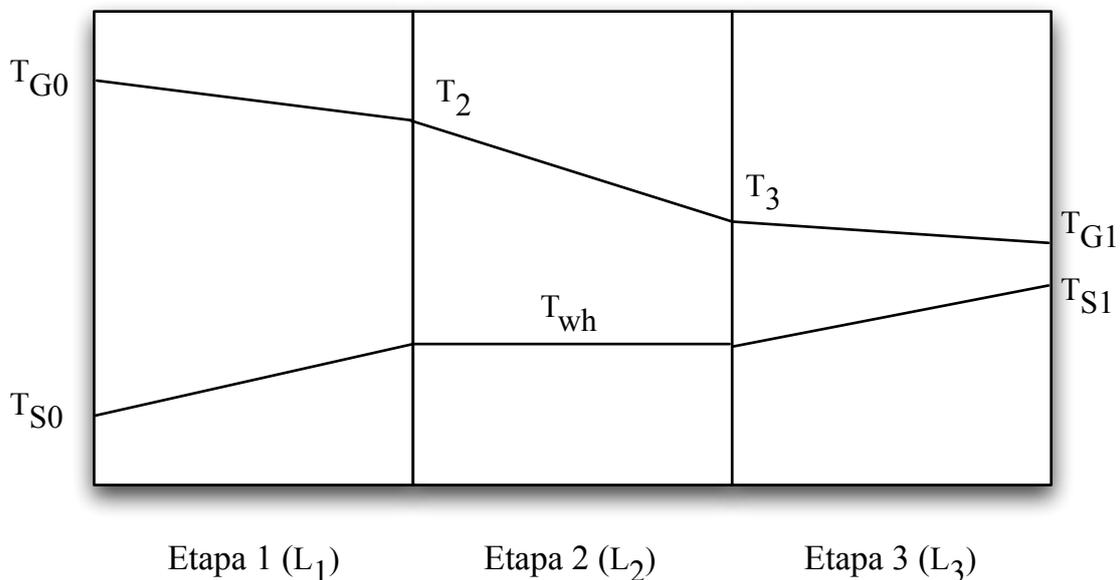
$$= \frac{44 \cdot 0,06 + 32 \cdot 0,09 + 28 \cdot 0,73 + 18 \cdot 0,10}{0,06 + 0,09 + 0,73 + 0,10} = 28,25(g/mol)$$

- R es la constante de los gases ideales, cuyo valor es $R = 0,082$ (atm·L/mol·K).

por tanto, $\rho_{gas} = \frac{P \cdot \overline{PM}}{R \cdot T_{G0}} = \frac{1 \cdot 28,25}{0,082 \cdot (1384,11 + 273)} = 0,220(g/L) = 0,220(kg/m^3)$.

Paso 5.

Se calcula la longitud del desorbedor L (en m). El cálculo se realiza en 3 etapas, correspondientes a las llevadas a cabo en el interior del horno. En una primera etapa sólo se produce calentamiento del sólido, en una segunda etapa se produce la evaporación del líquido (agua + contaminantes) a la temperatura de bulbo húmedo (T_{wh}) y en la tercera y última etapa se vuelve a calentar el sólido. Se muestra a continuación un diagrama de la evolución de temperaturas en el interior del horno :



donde $T_{wh} = 85$ °C.

5.1. Cálculo de L_1 en la etapa 1:

Se realiza un balance de energía en esta primera etapa, considerando que la energía que necesita el sólido y el líquido para calentarse hasta la temperatura T_2 (en °C) es cedida por los gases de entrada (Q_1), obteniendo la siguiente ecuación :

$$0,9 \cdot Q_1 = 0,9 \cdot [m_g \cdot C_{p,g} \cdot (T_{G0} - T_2) + m_{v0} \cdot C_{p,v} \cdot (T_{G0} - T_2)] = m_s \cdot C_{p,s} \cdot (T_{wh} - T_{S0}) + (m_{w1} + m_{ev}) \cdot C_{p,L} \cdot (T_{wh} - T_{S0})$$

De la cual se despeja el valor de T_2 . Con esta temperatura y haciendo uso de la ecuación de transferencia de calor que a continuación se detalla, se calcula despejando el valor de la longitud del desorbedor correspondiente a la primera etapa L_1 (en metros). La ecuación es la siguiente:

$$0,9 \cdot Q_1 = V \cdot U_a \cdot \Delta T_1$$

donde,

- Q_1 es el calor (en kJ/h) cedido por el gas para calentar el sólido.
- V es el volumen del desorbedor (en m^3), este es, $V = \pi \cdot R^2 \cdot L_1$
- U_a es el coeficiente volumétrico de transmisión de calor (en $kJ/m^3 \cdot h \cdot ^\circ C$). Según bibliografía (“Operaciones Unitarias en Ingeniería Química”, por Warren Mc Cabe) una ecuación empírica dimensional para este coeficiente es $U_a = 0,5 \cdot \frac{G^{0,67}}{D}$, donde G es la velocidad másica del gas de la sección transversal del horno (en $kg/m^2 \cdot h$) y D es el diámetro del desorbedor (en m).
- ΔT_1 es el incremento de temperatura medio (en °C) producido en la primera etapa del desorbedor, por tanto, $\Delta T_1 = \frac{(T_{G0} - T_{S0}) + (T_2 - T_{wh})}{2}$

5.2. Cálculo de L_2 en la etapa 2:

En esta segunda etapa se plantea un balance de energía teniendo en cuenta que el calor necesario para la evaporación del líquido y el calentamiento del vapor es cedido por los gases (Q_2):

$$0,9 \cdot Q_2 = 0,9 \cdot [m_g \cdot C_{p,g} \cdot (T_2 - T_3) + m_{v0} \cdot C_{p,v} \cdot (T_2 - T_3)] = m_{ev} \cdot [\lambda_{T_{wh}} + C_{p,v} \cdot (T_3 - T_{wh})]$$

donde,

- $\lambda_{T_{wh}}$ es el calor latente de vaporización a la temperatura de bulbo húmedo, es decir, a 85 °C, cuyo valor es de $\lambda_{T_{wh}} = 2296,05$ kJ/kg.

De esta ecuación se despeja el valor de T_3 (en °C). Con el valor de esta temperatura y una ecuación de transferencia de calor análoga a la dada en la primera etapa se calcula despejando el valor de L_2 (en m). Dicha ecuación es la siguiente:

$$0,9 \cdot Q_2 = V \cdot U_a \cdot \Delta T_2 = \pi \cdot R^2 \cdot L_2 \cdot U_a \cdot \frac{(T_2 - T_{wh}) + (T_3 - T_{wh})}{2}$$

donde el coeficiente volumétrico de transmisión de calor U_a viene definido igual que en la primera etapa.

5.3. Cálculo de L_3 en la etapa 3:

Se plantea el balance de energía en esta etapa, donde el calor cedido por el gas el usado para calentar el sólido hasta su temperatura de salida ($T_{S1} = 340$ °C):

$$0,9 \cdot Q_3 = 0,9 \cdot [m_g \cdot C_{p,g} \cdot (T_3 - T_4) + (m_{v0} + m_{ev}) \cdot C_{p,v} \cdot (T_3 - T_4)] = m_s \cdot C_{p,s} \cdot (T_{S1} - T_{wh}) + m_{wl} \cdot C_{p,L} \cdot (T_{S1} - T_{wh})]$$

De esta ecuación se despeja el valor de la temperatura T_4 (en °C).

Con el valor de esta temperatura y una ecuación de transferencia de calor análoga a la dada en las dos etapas anteriores se calcula despejando el valor de L_3 (en m). Dicha ecuación es la siguiente:

$$0,9 \cdot Q_3 = V \cdot U_a \cdot \Delta T_3 = \pi \cdot R^2 \cdot L_3 \cdot U_a \cdot \frac{(T_3 - T_{wh}) + (T_4 - T_{S1})}{2}$$

Por tanto, la longitud total del desorbedor es $L = L_1 + L_2 + L_3$ (en m).

Paso 6.

En un último paso se comprueba que el diámetro y la longitud obtenidas mediante el cálculo iterativo estén comprendidos dentro del rango habitual para este tipo de equipos. En el caso de que no fuera así hay que volver al paso 1 y tomar otro valor para la $T_{G1,supuesta}$, siempre dentro del rango entre 50 – 150 °C por encima de la temperatura de salida del material sólido (T_{S1}).

El diámetro de este tipo de equipos varía entre 1 – 3 (m) y la longitud guarda una relación con respecto al diámetro entre 4 -15 veces superior, es decir, $L/D = 4 – 15$.

Realizado el cálculo iterativo mediante la hoja de cálculo Excel adjunta en la documentación del presente proyecto se ha llegado al siguiente diseño del desorbedor:

Para una temperatura de salida de los gases de la unidad (T_{G1}) de 50 °C por encima de la temperatura de salida del material sólido (T_{S1}), es decir, $T_{G1} = 390$ °C, se obtiene un diámetro del desorbedor de $D = 2,06$ (m) y una longitud del mismo de $L = 7,96 \approx 8$ (m), guardando una relación por tanto entre ambas magnitudes de $L/D = 3,86 \approx 4$. Relación que se halla dentro del rango de diseño de este tipo de equipos.

Se presenta a continuación una tabla donde se recogen los valores de las principales variables implicadas en el cálculo :

VARIABLES	
Q_{GN} (Nm ³ /h)	294,64
T_c (°C)	20
Q_{aire} (Nm ³ /h)	6080,03
T_a (°C)	20
m_g (kg/h)	7551,81
T_{G0} (°C)	1260,26
T_{G1} (°C)	390
m_{v0} (kg/h)	532,72
m_s (kg/h)	9500
T_{S0} (°C)	10
T_{S1} (°C)	340
m_{w1} (kg/h)	47,5
m_{ev} (kg/h)	902,5
L (m)	7,96
D (m)	2,06
v_{gas} (m/s)	3