
Estudio de una caldera para oxicombustión de metano en plantas de cogeneración

Termofluidodinámica

EVALUACIÓN DE COMBUSTIÓN

2024

Estudio de una caldera para oxicombustión de metano en plantas de cogeneración

2024

CAPÍTULO 1

Sobre las oxicomcombustiones

1.1. Introducción

En ciertas aplicaciones industriales, principalmente en centrales térmicas y de cogeneración (como la producción eléctrica aunque no solamente), es común emplear combustiones con una proporción de oxígeno más alta que el 21 % molar presente en el aire. Tales combustiones se denominan oxicomcombustiones.

Por tanto, en un proceso de quemado de un combustible con oxígeno como comburente en el que se enriquezca la proporción de oxígeno, se tendrá una oxicomcombustión. Las oxicomcombustiones más leves suponen el oxígeno al 35 % en proporción molar, hasta llegar a purezas del 99.9 %.

Sin embargo, la retirada del nitrógeno en el comburente, si bien garantiza no incurrir en óxidos de nitrógeno, así como abrir la puerta a la captura de la práctica totalidad del CO_2 (ver 1.2) implica también la disminución drástica de casi las cuatro quintas partes de la masa de trabajo habitual. Con esto, la temperatura adiabática de llama:

$$T_p - T_\infty = \frac{n_{comb} \times M_{comb} \times \Delta H_c}{\sum n_{i,p} \hat{c}_{p_{i,p}}} \quad (1.1)$$

Si se asume que la proporción de CO_2 y vapor de agua es similar en la combustión de un hidrocarburo (ver 1.2), y dado que $c_p(T)$ promedio del CO_2 y del H_2O es sistemáticamente un 30 % – 38 % más grande que el del nitrógeno para temperaturas desde 300 K a 2000 K, se tiene que el calor específico promedio \tilde{c}_p queda aproximadamente:

$$C_\alpha H_\beta O_\gamma \xrightarrow{\text{HC alcano}} \beta = 2(\alpha + 1) \quad (1.2)$$

$$\frac{\tilde{c}_p|_{O_2}}{\tilde{c}_p|_{aire}} \approx \frac{\frac{1}{5}\tilde{c}_{pCO_2,H_2O}}{\frac{1}{5}\tilde{c}_{pCO_2,H_2O} + \frac{1}{5}\tilde{c}_{pCO_2,H_2O} \times \frac{1}{3}} = \frac{\frac{1}{5}}{\frac{1}{5} + \frac{4}{5} \times \frac{1}{3}} = \frac{3}{7} \quad (1.3)$$

$$(T_p - T_\infty)_{O_2} \approx \frac{7}{3} \times (T_p - T_\infty)_{aire} \quad (1.4)$$

De tal forma que, al perder la mayoría de la masa de trabajo, la temperatura puede dispararse hasta los 3000K. Para mitigar esto y para aumentar la entalpía por advección, es común que los sistemas con oxicomcombustión refrigeren los productos y los vuelvan a inyectar en la cámara de combustión, aumentando la masa útil de trabajo con lo que se diluye el calor de la oxicomcombustión.

1.2. Ventajas e inconvenientes de la oxicomcombustión

Generalmente, las oxicomcombustiones son atractivas por la reducción drástica de NO_x en la corriente de productos. Es un tipo de combustión que sigue desarrollándose actualmente, con muchos proyectos de I+D en marcha. Esto es así porque su aplicación no sólo permite hacer «más limpia» una combustión de hidrocarburo cualquiera sino que minimiza el impacto de los humos de la combustión del carbón, algo que redonda en un mejor impacto en la opinión pública de estos combustibles tan baratos y abundantes.

Además de esto, en una oxicomcombustión en la que se elimine la práctica

totalidad del nitrógeno, resulta sencillo atrapar el CO_2 , licuarlo e inyectarlo en el suelo, almacenándolo, con lo que el impacto beneficioso en cuanto a emisiones se extiende a otros productos¹. En estos casos es común que las plantas de oxidación cuenten con condensadoras de H_2O .

Por otro lado, enriquecer el oxígeno presente en el aire es un proceso que cuesta invertir una cantidad de energía. Máxime si se emplean condensadoras y se atrapa el CO_2 para inyectarlo (la disminución de la entrega de energía es de hasta un 30 %).

Los mecanismos tradicionales para la obtención de oxígeno son la adsorción de oxígeno del aire en materiales ávidos de éste que lo alojan en su interior, o bien separándolo del N_2 por medios criogénicos (el oxígeno se licua a mayor temperatura que el nitrógeno). El primer mecanismo no es capaz de manejar grandes purezas de oxígeno mientras que el segundo es realmente costoso en términos energéticos. Si bien se ha investigado bastante en tecnologías de separación y, hoy día, se pueden obtener purezas del 95 % con membranas, sigue siendo un coste adicional al proceso industrial en el que intervenga el oxígeno que, si se emplea aire, no se tiene.

Además de esto, no es para nada despreciable el efecto en calderas, bombas y tuberías de emplear una proporción alta de oxígeno en el comburente: la oxidación de los materiales que transportan estos fluidos es notablemente más alta, con lo que los costes de producción y el mantenimiento son más altos.

¹La planta de oxidación de Cubillos del Sil (León) es planta piloto en estos procesos. Fundación Ciudad de la Energía CyL

CAPÍTULO 2

Descripción del estudio

2.1. Funcionamiento de la caldera

La caldera propuesta está compuesta por un mezclador, un quemador, un tren de cambiadores de calor, distintas válvulas con sensor de presión y una unidad de control, tal y como se muestra en la figura siguiente:

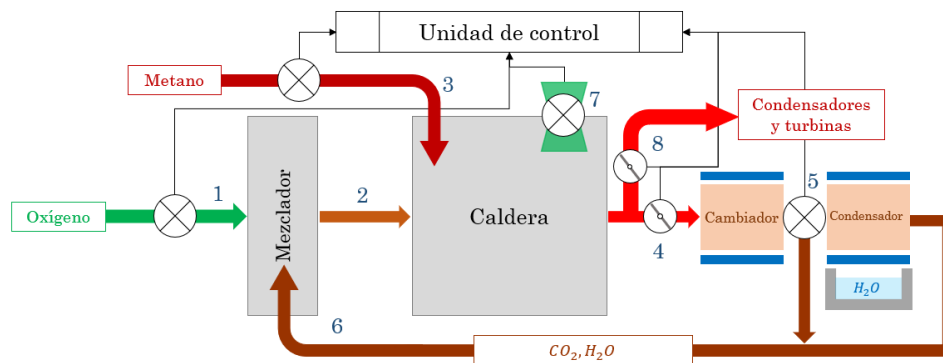


Figura 2.1: Esquema de la caldera con oxicombustión propuesta.

El mezclador de la caldera es un volumen de control en el que el oxígeno se mezcla con los productos de la combustión que provienen del cambiador de calor. Del mezclador, el comburente se inyecta en el quemador, donde se aporta también el combustible.

El quemador es un prototipo simple, pensado para desarrollar una única llama contenida dentro del volumen de control de la caldera. En el quemador se desarrolla una llama de difusión de metano (CH_4) en una atmósfera comburente formada por oxígeno y otros productos inertes cara a la combustión que provienen del mezclador. El aporte de combustible se realiza con un inyector, capaz de tomar combustible de un depósito y elevar la presión, temperatura y la velocidad de inyección al mismo valor que el aporte de comburente. Conforme se añade combustible, la llama se alimenta por difusión y se sostiene, energéticamente a sí misma. Se dispone también de una bujía para el arranque del sistema, controlada por la unidad de control de la caldera.

Tras el quemador los productos de la combustión pasan por una bifurcación en “Y” con válvulas de mariposa para regular caudal. Parte de estos productos se entregan a las turbinas y condensadores de la planta y parte se usan para recircularlos a la caldera. Los productos recirculados se pasan por un tren de cambiadores de calor para enfriarlos y antes de reintroducirlos en la caldera. El tren de cambiadores de calor está formado por dos partes independientes:

- Un primer cambiador donde se reciben los productos y se enfría la corriente, manteniendo todas las especies en forma gaseosa.
- Un segundo cambiador de calor que hace de condensador y retira el agua de los productos.

Ambos cambiadores de calor funcionan tomando calor de los productos y cediéndolos a una corriente de agua renovada, a temperatura constante procedente de un estanque. Como la reacción es una oxicomcombustión, entre los productos manejados en el cambiador y el condensador no se encuentra N_2 .

El paso de fluido entre el cambiador y condensador, dentro del tren de cambiadores de calor, lo regula una válvula controlada por la unidad de control. Esta válvula puede permitir el paso al condensador, estrangulando el paso al mezclador, o puede cerrar el condensador y derivar toda la corriente al mezclador antes de retirar el vapor de agua. El modo de operación (cambiador

y condensador o sólo cambiador) determina si en las especies recirculadas al mezclador habrá vapor de agua o no.

El mezclador recibe la corriente del tren de cambiadores y el aporte de oxidante desde los depósitos de oxígeno. El oxígeno previamente se consigue mediante un proceso de filtrado con membranas que consume potencia generada por la propia planta y se almacena. Al mezclarse con los productos en el mezclador, el inyector de oxígeno opera a la misma presión que el sistema y a temperatura ambiente.

El caudal de inyección de metano y de oxígeno son regulables en función de la temperatura y masa estacionarias que se requiera en la caldera. Asimismo, la caldera dispone de una escotilla de salida al ambiente en el propio quemador. Esta escotilla permite evacuar los gases y reemplazarlos, rompiendo la recirculación, si fuera necesario.

2.2. Modos de operación

En total se dispone de 3 modos de operación distintos para la caldera:

1. Arranque.
2. Punto de funcionamiento estacionario.
 - a) Agua condensada «Modo A».
 - b) Agua sin condensar «Modo B».

2.2.1. Arranque

Antes del arranque de la caldera se purga todo el sistema, cerrando las válvulas de productos y evacuando el interior del quemador a través de la escotilla (7), sustituyéndolo por metano y oxígeno a presión ambiente. La presión y temperatura de ambos gases coincide con la ambiente y el caudal de aporte de oxígeno (1, 2) y de metano (3) es constante y de valor:

$$Q_{CH_4} = Q_{O_2} = 4500 \frac{cc}{s} \quad (2.1)$$

El caudal de metano y oxígeno se mantiene constante durante toda la operación del arranque de la caldera. Se sabe además que la condición de inyección en el mezclador es:

$$p_{CH_4} = p_{O_2} = p_{\infty} = 101\,325 \text{ Pa} \quad (2.2)$$

$$T_{CH_4} = T_{O_2} = T_{\infty} = 25^\circ\text{C} \quad (2.3)$$

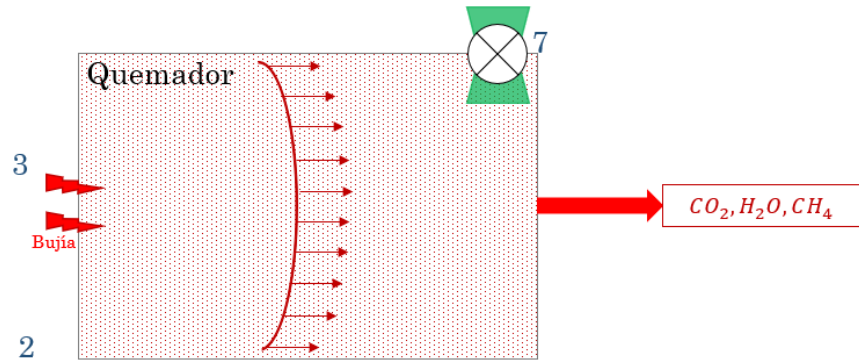


Figura 2.2: Quemador en modo arranque con llama de premezcla.

Para favorecer el arranque, la mezcla resultante de metano y oxígeno se prepara inicialmente con dosado rico, $\phi = 1,4$, por lo que se tiene exceso de combustible.

Cuando se tiene un régimen estacionario en el interior del quemador se inicia el proceso de arranque de la caldera. Para ello, la mezcla rica de metano y oxígeno en el interior del quemador se prende con la bujía. Inmediatamente, la unidad de control cierra la escotilla, por lo que una llama de premezcla recorre todo el volumen de control del quemador elevando temperatura y

presión. La apertura de la válvula de productos (4) se inicia tras el encendido de la bujía. Tras esto, la unidad de control toma lectura en la válvula de mariposa de 4 – 8 y detecta los siguientes gases:

- $\chi_{CH_4} = 0,1470588$
- $\chi_{CO_2} = 0,2647059$
- $\chi_{H_2O} = 0,5294117$

El quemado producido en el arranque garantiza que las paredes de la caldera (de volumen y longitud conocidos) alcanzan una temperatura suficiente para que el recinto ($T_{caldera}$) del quemador sostenga una llama espontánea en los modos de funcionamiento A y B. Se conoce, además, que un 40 % del calor generado por la llama de premezcla se invierte en calentar la propia máquina. Con esto, se puede asumir que las paredes del quemador alcanzan una temperatura tal que:

$$Q_{neto} = 0,6 \times Q_{comb} \quad (2.4)$$

$$Q_{disip} = 0,4 \times Q_{comb} \rightarrow T_{pared} = 3,6 \times 10^{-4} \times \frac{Q_{disip}}{h_{caldera} A_{caldera}} + T_{\infty} \quad (2.5)$$

Téngase en cuenta que las paredes del quemador ejercen de ambiente para con el gas que está en el interior del quemador.

El Sistema de control de la caldera, en cuanto se abre la válvula de productos (4), (tras la llama de premezcla) cambia la configuración de los inyectores de metano y oxígeno, aumentando el caudal de ambos. Se considera, a efectos prácticos que la llama de difusión se crea una vez se ha quemado el recinto premezclado, con lo que el calor de la combustión anterior y la presión y temperatura alcanzadas debe permitir que la llama de difusión se desarrolle.

La llama de difusión evoluciona a través de un transitorio en que se quema todo el exceso de metano y hasta llegar a un régimen estacionario óptimo

para el «Modo A». En este proceso los gases de la combustión se pasan por el tren de cambiadores de calor (La unidad de control mantiene cerrado el condensador, por lo que todos los productos vuelven a 6 tras el primer cambiador). La mariposa de (8) se mantiene totalmente cerrada, así como la válvula de (5), hasta que la presión en (4 – 8) sea, al menos, la presión crítica de apertura (1MPa):

$$p_4 = p_8 = p_{crit} = 10^6 \text{Pa} \quad (2.6)$$

En el proceso descrito se tiene, además, que las lecturas de presión en (6) son un 7.5 % más pequeñas que las obtenidas en (4) y que la lectura de (2) coincide con la de (4):

$$p_2 = p_4 = p_{caldera} \quad (2.7)$$

$$p_6 = 0,925 \times p_4 \quad (2.8)$$

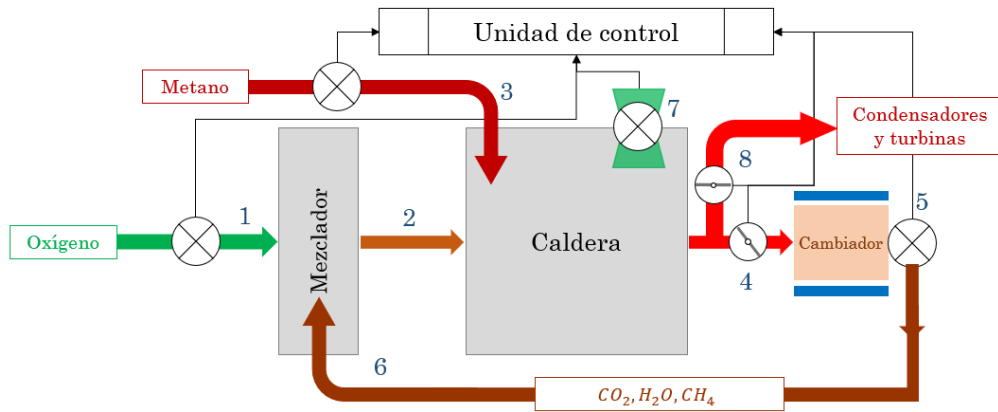


Figura 2.3: Quemador en modo arranque con llama de difusión.

Para ello se dispone de un sistema de bombas y compresores que actúan elevando la presión de p_2 en la inyección. Para comprobar la presión en (8)

se puede recurrir a la ecuación de estado, asumiendo que la temperatura de los productos es la adiabática de llama descontando el calor necesario para calentar la máquina (Q_{disip}):

$$p_{caldera} V_{caldera} = n_{prod} \hat{R}_u T_{prod} \quad (2.9)$$

Durante el arranque la válvula de (5) se mantiene cerrada por lo que se evita la condensación de productos. Sin embargo, los productos sí pasan por el primer cambiador de calor, enfriándose, y reintroduciéndolos en el mezclador. Se asumirá que el cambiador de calor funciona de manera tal que la temperatura en (5) es como la temperatura de las paredes de la cámara:

$$T_p = T_5 = T_6 \quad (2.10)$$

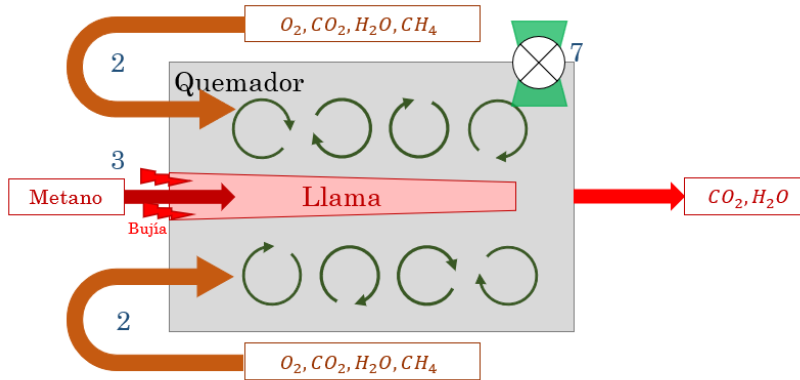


Figura 2.4: Quemador en modo de funcionamiento estacionario, con llama de difusión.

Para conseguir la temperatura de (5), el cambiador de calor debe disipar un total de $27500W$:

$$Q_{cc1} = -27500W = h_1 A_1 (T_5 - T_4) \quad (2.11)$$

Por último, la cantidad de masa que circula por la válvula (4) durante el arranque es el máximo que admite el circuito de recirculación, por lo que en el modo de funcionamiento estacionario (tanto «A» como «B») la cantidad de masa en recirculación se limita a la del arranque.

2.2.2. Punto de funcionamiento estacionario

«Modo A»: Condensador activado

Tras el arranque descrito en la sección anterior se procede a operar la caldera. La operación normal de la caldera desarrolla una llama de difusión, de número de Damköhler ($Da_{II} \approx 50$). Para ello se drena masa a través de la mariposa en (4) por lo que el gasto de combustible debe aumentar. Se sabe que el caudal inyectado en el interior de la caldera es 5 veces superior al inyectado en el arranque, y que la velocidad de inyección es proporcional a las dimensiones del quemador:

$$Da_{II} = \frac{\tau_{conv}}{\tau_q} = \frac{L_f}{V_{jet}} \frac{1}{\tau_q} \approx 50 \quad (2.12)$$

$$Q_{CH_4}^A = 5 \times Q_{CH_4} = 22500 \frac{cc}{s} = V_{jet} \times A_{caldera} \quad (2.13)$$

El sensor situado en (4) y (6) permite además conocer que la proporción de gasto que recircula en (4) es la misma que durante el arranque:

$$G_4^A = G_4^{arranque} \quad (2.14)$$

Por tanto la cantidad de vapor de agua y metano que se tiene en la recirculación (5–6) es la misma que en el arranque. El condensador, para asegurar que el vapor de agua a presión se condensa, opera dejando la temperatura final de productos a 150 °C, de forma que:

$$T_6 = T_1 = T_2 = 150^\circ\text{C} \quad (2.15)$$

Además, los sensores de la unidad de control permiten conocer que el paso por el condensador hace que la caída de presión en (6) respecto a la de (4) sea del 20 %:

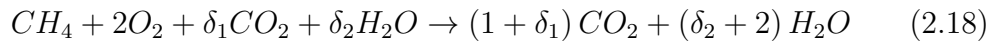
$$p_6 = 0,8 \times p_4 \quad (2.16)$$

De esta forma es conocida la presión en el mezclador (los inyectores operan a la presión del mezclador siempre, por lo que se sabe la presión de todos los gases), también es conocido el volumen del mezclador (ver datos) y es conocida la temperatura de inyección de los productos recirculados. La temperatura del metano y el oxígeno se puede asumir igual a la temperatura de recirculación (150°C).

La cantidad de combustible y oxígeno inyectados debe ser tal que se cumpla con el requerimiento de potencia de las turbinas y condensadores situados aguas abajo de (4 – 8). Éstos requieren que la corriente tenga una entalpía por unidad de segundo $\dot{H}_4 = \dot{H}_8$ tal que:

$$H_8 = m_8 c_p T_8 = \sum n_i \hat{c}_{p_i} T_8 = 100 kJ \quad (2.17)$$

La llama de difusión generada es de mezcla estequiométrica, con $\phi = 1$. En el régimen estacionario, se tiene que la reacción en el quemador es, por unidad de mol:



Donde las cantidades δ_1, δ_2 son los productos recirculados en el régimen estacionario, y donde se tiene que $\delta_2 = 0$ pues el condensador se tiene activado y se retira todo el vapor de agua.

Además se sabe que la temperatura tras la llama ($T_4 = T_8$) es proporcional a la temperatura adiabática de llama (debido a pérdidas en la máquina):

$$T_4 = T_8 = \frac{3}{5}T_{ad} \quad (2.19)$$

«Modo B»: Condensador desactivado

El modo de funcionamiento alternativo contempla cerrar la válvula (5), con lo que los productos se enfrían sin condensar agua. En esta situación, la pérdida de presión detectada en 6 es menor:

$$p_6 = 0,925 \times p_4 \quad (2.20)$$

La temperatura de entrada de los productos recirculados será la correspondiente tras el primer cambiador de calor según la expresión siguiente.

$$T_6 = T_5 = T_4 - \frac{k_1}{m_p} \quad (2.21)$$

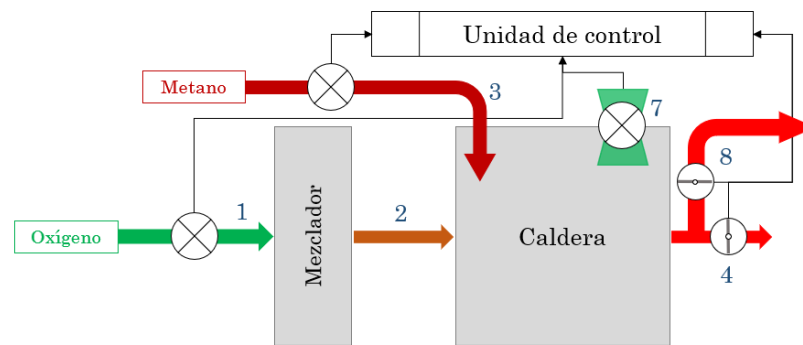


Figura 2.5: Caldera en «Modo B».

El requerimiento de potencia para turbinas y condensadores sigue siendo

de $H_4 = 1MJ$ por segundo, por lo que el sistema ajusta los caudales para cumplir con la entrega de potencia. De igual forma, la presión de salida hacia las turbinas se mantiene por encima de la presión crítica ($p_{crit} = 1MPa$) e igual a la obtenida en el arranque.

2.3. Parámetros de diseño de la caldera

- Volumen total del quemador: $3,6L$
- Longitud característica del quemador: $20cm$
- Volumen del mezclador: $0,3L$
- Presión ambiente: $p_{\infty} = 1bar$
- Presión máxima: $p_{\infty} = 10MPa$
- Temperatura máxima en el quemador en el modo estacionario: $T_{max} = 2500K$
- $Da_{II} \approx 50$
- Energía necesaria en la corriente para turbinas: $100kJ$
- Factor de convección de la caldera: $1 \frac{W}{m^2 \times K}$
- Factor de convección de los cambiadores de calor: $35 \frac{W}{m^2 \times K}$
- Calor disipado en el estacionario en el cambiador de calor 1: $-27500J$

CAPÍTULO 3

Requisitos

3.1. Requisitos de evaluación

Para completar la evaluación de la caldera con oxidación, se debe calcular, al menos, la sección de arranque definida a continuación. El arranque y los 5 puntos definidos en esa sección suponen un 6.5 sobre 10 en la evaluación del trabajo.

Tras el arranque se propone estudiar los modos de funcionamiento de la caldera. Responder a los puntos 1 a 5 de esa sección supone 3.5 puntos sobre 10.

3.1.1. Arranque

1. La temperatura teórica de la caldera en el arranque si se hiciera un barrido de dosados de $f = 0$ hasta $\phi = 2$.
2. Si se quema todo el metano inyectado o si queda alguna cantidad sin quemar. En ese caso, calcular también la cantidad de metano inquemado, a pesar de la mezcla rica, en la llama de premezcla.
3. Comprobar que la temperatura y la presión del recinto del quemador

son suficientes para que se genere una llama de difusión sin necesidad de pilotar la ignición. En caso de no ser suficiente, calcular la presión de la caldera inicial (presión de metano y oxígeno) que debería haber para cumplir con la condición de encendido espontáneo. Para estimar la condición de autoignición se puede asumir que la temperatura de la pared durante la operación de la caldera es igual a la temperatura de pared calculada durante el arranque. ¿Se podría proporcionar un ratio de quemado inicial diferente a $\phi = 1,4$ y que permita igualmente iniciar la mezcla en modo llama de difusión?

4. Calcular el área del cambiador de calor para que se cumpla el criterio de temperaturas en el mezclador.
5. El retraso máximo que puede producirse entre la bujía (inicio de la llama de premezcla) y el cierre de la escotilla (8) si se quiere que no se escapen productos al ambiente.

3.1.2. Puntos de funcionamiento estacionarios

1. Comprobar que la presión promedio en la cámara es suficiente para garantizar el funcionamiento ($> 10^6 Pa$).
2. La cantidad de CH_4 necesaria para que se cumpla con la condición de potencia y la cantidad de vapor de agua retirada en el condensador.
3. La cantidad de CO_2 en la recirculación.
4. La longitud de llama asumiendo que el régimen es laminar y que. Comprobar si se establecen estructuras de Burke-Schumann en la llama. En caso de obtener estructuras de Burke-Schumann, ¿Cómo afectaría a la combustión?
5. ¿Qué efecto tendría sobre la operación de la caldera operar en el «Modo B»? Más allá del efecto sobre la formación de contaminantes, ¿resulta beneficioso el modo de funcionamiento «A» respecto al «B»?

3.1.3. Otras consideraciones

Además de las comprobaciones anteriores para el modo «Arranque» y los modos estacionarios, se debe comprobar:

1. Que la temperatura de servicio de la caldera en la salida del quemador no excede en ningún caso de la temperatura máxima.
2. Que la llama de difusión no exceda nunca el tamaño útil de la caldera.
3. Que la presión de trabajo en la caldera no exceda, en ningún punto, la presión máxima.

También se pide discutir la viabilidad del diseño y sus limitaciones: ¿Sería viable implementar una oxicomustión con una caldera como la propuesta? ¿Sería más interesante emplear otro tipo de combustible? ¿Es útil el condensador? ¿Es útil el modo de funcionamiento «B»? Se debería redimensionar el tamaño de la caldera en modo alguno?

Además de los requisitos anteriores, se podrá hacer uso de diversas idealizaciones, entre ellas:

3.2. Modelos aplicables

Cualquier hipótesis que está bien argumentada es viable y de aplicación.

3.2.1. Modelo mecánico

Se asumirá que no hay pérdidas de bombeo en la apertura y cierre de ninguna válvula, así como trenes de ondas de presión o cualquier otra singularidad. El coste de apertura y cierre así como el bombeo de metano y oxígeno se considerarán despreciables.

- Volumen total del quemador: $3,6L$
- Longitud característica del quemador: $20cm$
- Volumen del mezclador: $0,3L$
- Presión ambiente: $p_{\infty} = 1bar$
- Presión máxima: $p_{\infty} = 10MPa$
- Temperatura máxima en el quemador en el modo estacionario: $T_{max} = 2500K$
- $Da_{II} \approx 50$
- Energía necesaria en la corriente para turbinas: $100kJ$
- Factor de convección de la caldera: $1 \frac{W}{m^2 \times K}$
- Factor de convección de los cambiadores de calor: $35 \frac{W}{m^2 \times K}$
- Calor disipado en el estacionario en el cambiador de calor 1: $-27500J$

3.2.2. Modelo de gas

Modelo de gas semiperfecto con c_v, c_p, γ variables con la temperatura. Se asumirá un modelo de gas ideal (ecuación de estado) para todas las mezclas en juego.

Se asumirá condiciones homogéneas en mezclador y quemador de manera que se tendrá una única temperatura y presión para cada volumen de control.

3.3. Datos del aire:

3.3.1. Datos generales

$$R_{aire} = 287 \frac{J}{kg \times K}$$

$$p_{\infty} = 1 \text{ bar}$$

$$T_{\infty} = 5^{\circ}\text{C}$$

3.3.2. Conductividad térmica:

La conductividad térmica del aire, oxígeno diatómico, nitrógeno diatómico, dióxido de carbono, vapor de agua y metano se podrá calcular como una función de la temperatura de grado 3 según la ecuación 3.1:

$$k = c_0 + c_1 \times T + c_2 \times T^2 + c_3 \times T^3 \quad (3.1)$$

Donde los coeficientes c_0 , c_1 , c_2 , c_3 correspondientes son:

Espece	$c_0, [\frac{W}{m \times K}]$	$c_1, [\frac{W}{m \times K^2}]$	$c_2, [\frac{W}{m \times K^3}]$	$c_3, [\frac{W}{m \times K^4}]$
Aire	$5,3728 \times 10^{-4}$	$9,5094 \times 10^{-5}$	$-3,4532 \times 10^{-8}$	$6,702 \times 10^{-12}$
O2	$5,9101 \times 10^{-4}$	$1,0460 \times 10^{-4}$	$-3,7985 \times 10^{-8}$	$7,372 \times 10^{-12}$
N2	$5,2116 \times 10^{-4}$	$9,2241 \times 10^{-5}$	$-3,3496 \times 10^{-8}$	$6,5014 \times 10^{-12}$
H2O	$-6,6546 \times 10^{-3}$	$9,1180 \times 10^{-5}$	$-3,2863 \times 10^{-8}$	$5,6666 \times 10^{-12}$
CH4	$-9,1780 \times 10^{-3}$	$1,5964 \times 10^{-4}$	$-3,4571 \times 10^{-8}$	$2,0839 \times 10^{-12}$

Tabla 3.1: Coeficientes de ajuste cúbico para la conductividad térmica.

Nótese que la conductividad térmica calculada con los coeficientes anteriores tiene unidades del SI: $\frac{W}{m \times K}$. De esta forma, se puede obtener la difusividad térmica mediante:

$$\alpha = \frac{k}{\rho c_p} \quad (3.2)$$

