



DISEÑO DE UN LABORATORIO DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE

ANEXO I DESCRIPCIÓN DEL MODELO



ANEXO I DESCRIPCIÓN DEL MODELO

FLUIDODINÁMICA

El comienzo de la fluidización está asociado a una pérdida de carga del gas a lo largo del lecho que es igual al peso aparente de todas sus partículas, por unidad de área del lecho perpendicular a la dirección del peso. En general se puede escribir según la siguiente ecuación:

$$\Delta p = (\rho_p - \rho_g)L(1 - \varepsilon)g$$

Donde aparecen las densidades de la partícula (ρ_p) y el gas (ρ_g), la longitud del lecho (L), la fracción porosa (ε) y la gravedad (g).

En la siguiente figura podemos ver la evolución de la pérdida de carga con respecto a la velocidad superficial del gas. Se observan dos tramos bien diferenciados: un primer tramo, que corresponde al estado de lecho fijo, donde la pérdida de carga aumenta con la velocidad superficial del gas y otro tramo horizontal, para el estado de lecho fluidizado, donde la pérdida de carga permanece constante frente al aumento de velocidad del gas.

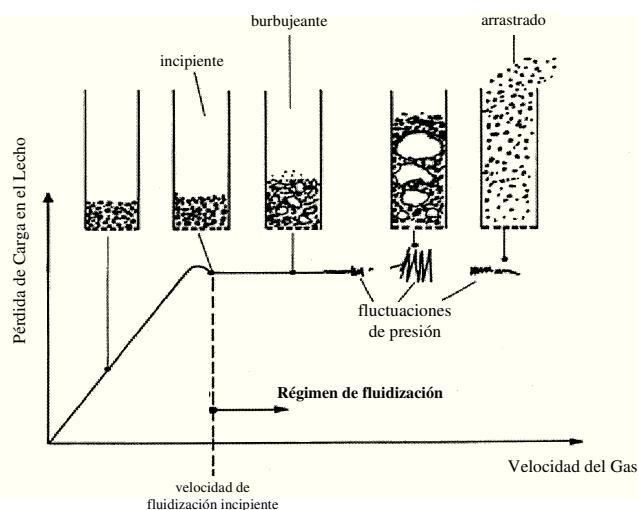


Figura 11. Pérdida de carga en el lecho frente a velocidad de fluidización. [2]

Es el segundo tramo el que define el comportamiento del lecho en estado fluidizado. Por otra parte, la primera zona se corresponde al lecho fijo, donde el movimiento relativo entre las partículas es nulo y su separación permanece constante. En este tramo, la relación entre la pérdida de carga y la velocidad del gas se determina mediante la expresión propuesta por Ergun [8]



$$\frac{\Delta p}{L} = 150 \frac{\mu_g U (1 - \varepsilon)^2}{\phi^2 \varepsilon^3 d_p^2} + 1,75 \frac{\rho_p U^2 (1 - \varepsilon)}{\phi \varepsilon^3 d_p}$$

$$\left[\begin{smallmatrix} \text{Componente} \\ \text{laminar} \end{smallmatrix} \right] \left[\begin{smallmatrix} \text{Componente} \\ \text{turbulenta} \end{smallmatrix} \right]$$

Siendo ϕ la esfericidad de las partículas. En condiciones de flujo laminar domina el primer término de la ecuación y, entonces, la pérdida de carga aumenta de forma lineal con la velocidad superficial del gas y es independiente de su densidad. En condiciones de flujo turbulento domina el segundo término y la pérdida de carga aumenta con el cuadrado de la velocidad, siendo ahora independiente de la viscosidad del gas.

La velocidad de mínima fluidización, U_{mf} , es la velocidad superficial del gas a la que el lecho comienza a fluidizar. Experimentalmente, se ha comprobado que esta velocidad es dependiente del tamaño y la densidad de las partículas del lecho, de las propiedades del gas fluidizante, y de las condiciones de presión y temperatura en las que se lleva a cabo el proceso. La velocidad de mínima fluidización define el paso del estado de lecho fijo al de lecho fluidizado. De este modo, es posible obtener una expresión para su cálculo igualando la expresión de pérdida de carga en el lecho fijo, particularizada para las condiciones de mínima fluidización, con la expresión de pérdida de carga en el lecho fluidizado. Así, se obtiene:

$$(\rho_p - \rho_g)(1 - \varepsilon_{mf})g = 150 \frac{\mu_g U_{mf} (1 - \varepsilon_{mf})^2}{\phi^2 \varepsilon^3 d_p^2} + 1,75 \frac{\rho_p U_{mf}^2 (1 - \varepsilon_{mf})}{\phi \varepsilon^3 d_p}$$

A continuación se procede a calcular la velocidad terminal, que expresa la mínima velocidad que debe llevar el gas en el que está inmersa la partícula para compensar su peso y mantenerla suspendida. Se puede estimar de acuerdo a la relación dada por Haider y Levenspiel [9]

$$U_t = \sqrt{\frac{4(\rho_p - \rho_g)g}{3\rho_g C_d}}$$

Según Kunii, la velocidad terminal se puede calcular de la siguiente manera:

$$U_t^* = U_t \left[\frac{\mu_g^2}{\rho_g(\rho_p - \rho_g)g} \right]^{1/3}$$

Siendo U_t^* igual a la unidad, para las características de las partículas empleadas.



BALANCE DE PRESIÓN

El interior del reactor de lechos fluido circulante se estructura en distintas fases, que se caracterizan por comportamientos hidrodinámicos muy diferentes. En la zona inferior del mismo, por encima de la placa distribuidora a través de la cual entra el aire de fluidización primario, se tiene una fase densa que se comporta como un lecho fluido burbujeante [10]. Sin embargo, el hecho de que las velocidades del gas se encuentren por encima de las de transporte de las partículas provoca el arrastre de las mismas hacia la parte superior del lecho.

En la zona inmediatamente superior a la fase densa se tiene una fase de transición o *splash*, en la cual existen agrupaciones de partículas generadas por la explosión de burbujas en la superficie de la fase densa. A continuación y constituyendo la mayor parte del volumen del combustor, se tiene un lecho arrastrado con una estructura en forma de *core-annulus* y velocidades superficiales entre 4 y 6 m/s. En ella, una gran parte de las partículas asciende por el núcleo del combustor (o *core*) en una concentración muy diluida, mientras que parte del material arrastrado es transferido hacia las paredes a lo largo del ascenso, de manera que en éstas se crea una capa límite (el *annulus*) de partículas descendentes en fase algo más densa.

En suma, el lecho fluido circulante se caracteriza por elevadas velocidades de operación, una alta tasa de recirculación interna, distinto comportamiento hidrodinámico en función de la zona estudiada. En conjunto, se favorece una elevada tasa de contacto entre partículas y gases, lo cual trae consigo altas eficiencias de reacción y una gran homogeneización en cuanto a las condiciones de temperatura y presión del lecho.

Este apartado contiene una descripción del balance de presión dentro del lecho (fases densa y diluida), explicando el modelado realizado, basado en el modelo de D. Kunii y O. Levenspiel [2]. Los cálculos se han realizado teniendo en cuenta las características del sólido inerte comentadas anteriormente.

El modelado de la fase densa se estructura de la siguiente manera:

- La fracción de vacío de la fase densa ε_{densa} (porosidad de la fase densa) se compone de la contribución de las burbujas del lecho y del vacío entre partículas de la emulsión que las rodea. Por tanto, considerando δ_{bubble} como la fracción del espacio ocupado por las burbujas de gas, se tiene [11]

$$\varepsilon_{densa} = \delta_{bubble} + \varepsilon_{emulsion}(1 - \delta_{bubble})$$

De acuerdo con Toomey y Johnstone, la porosidad de emulsión puede ser aproximada por la de mínima fluidización. [12]

- En cuanto a la fracción de burbuja δ_{bubble} , se estima mediante la correlación Johnsson y Andersson [11]



$$\delta_{bubble} = \frac{1}{1 + 1,3 \frac{(U_{transp} - U_{mf})^{-0,8}}{\phi_{bubble}}}$$

Donde ϕ_{bubble} se adapta para el caso de lechos fluidos circulantes por Pallarés y Johnsson por [13]

$$\phi_{bubble} = 0,3121 + \frac{0,129}{U_{transp}} - 16,6d_p - 2,61 \cdot 10^{-5} \Delta p$$

La caída de presión a la que se refiere la correlación dada es un input del sistema, y para un primer diseño se puede aproximar a la mitad de la caída de presión de diseño. Una vez terminado el modelo, se realizan sucesivas iteraciones hasta conseguir que dicho caída de presión sea la obtenida en la fase densa.

Finalmente, con estos parámetros calculados, se obtiene la fracción de sólidos en la fase densa, mediante la siguiente expresión:

$$f_{densa} = 1 - \varepsilon_{densa}$$

Para determinar la fracción de sólidos en la fase diluida, se procede a la aplicación del Modelo de Kunii y Levenspiel [2] para lechos fluidos circulantes. Dicho modelo se basa en la existencia de una zona densa en la parte inferior del lecho, con una fracción de sólidos f_{densa} constante, calculada anteriormente, y sobre ella, una fase diluida, con una fracción de sólidos $f_{diluida}$ que decrece con la altura, como se muestra en la siguiente figura:

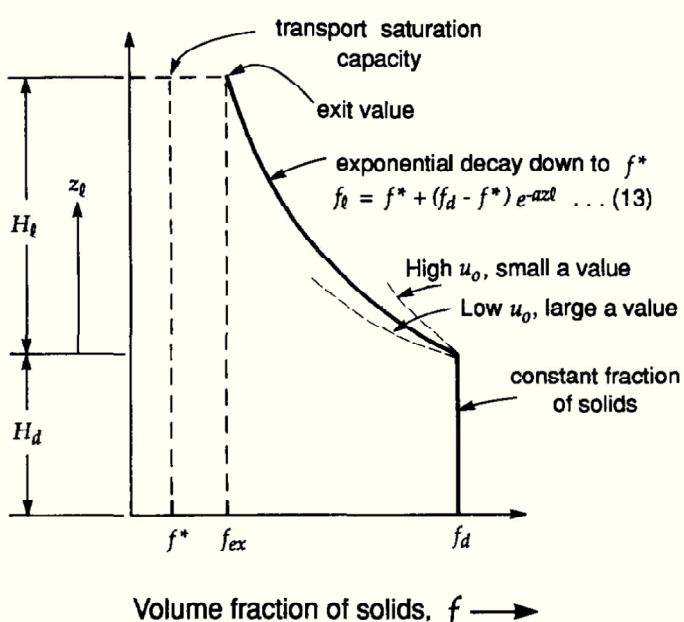


Figura 12. Concentración de sólidos en un CFB [2]



Según Kunii, para un lecho fluido circulante, la fracción de sólidos en la fase densa oscila entre 0,2 – 0,4. El valor de f^* representa la capacidad de transporte de saturación para un lecho de altura infinita. En una columna de varios metros de altura, se denomina f_{ex} a la fracción de sólidos a la salida del lecho, siempre mayor a f^* . El valor de f_{ex} es independiente de la velocidad de transporte y se calcula mediante la siguiente expresión:

$$f_{ex} = \frac{G_s}{\rho_p (U_{transp} - U_t)}$$

Donde G_s es el inventario de sólidos, medido en $[\text{kg}/\text{m}^2\text{s}]$. Multiplicando por la sección de salida del reactor, se tendrán los kg de sólidos que son expulsados y dirigidos hacia el ciclón por segundo.

U_t es la velocidad terminal de las partículas y ρ_p su densidad.

Para definir la totalmente la fluidodinámica y el balance de presión del lecho serán de aplicación las siguientes ecuaciones. En primer lugar, se calcula la altura de la fase diluida de la siguiente manera:

$$H_{diluida} = \frac{1}{a} \ln \frac{f_{densa} - f^*}{f_{ex} - f^*}$$

Por tanto, la altura de la fase densa se puede escribir como: $H_{densa} = H_{total} - H_{diluida}$

Además, la fracción de sólidos en cualquier punto de la fase diluida se puede expresar como:

$$f_{diluida} = f^* + (f_{densa} - f^*) e^{-az_{diluida}}$$

Que, haciendo un promedio a lo largo de toda la fase diluida, se obtiene una fracción de sólidos tal que:

$$\bar{f}_{diluida} = \frac{1}{H_{diluida}} \int_0^{H_{diluida}} f_{diluida} dz = f^* + \frac{f_{densa} - f_{ex}}{aH_{diluida}}$$

Para calcular el parámetro "a", Kunii propone un valor concreto al producto de dicho parámetro por la velocidad de transporte, aU_{transp} , distinto en función del tipo de partículas que forman el lecho. Tendrá valores de:

- $2\text{-}4 \text{ s}^{-1}$ para las partículas de tipo A.
- 5 s^{-1} para partículas de tipo A o B.
- 7 s^{-1} para partículas de tipo B.

Geldart fue el primero en realizar un estudio del comportamiento de los diferentes materiales en la fluidización y sugirió una clasificación de partículas de acuerdo a la densidad y tamaño de las partículas. Es la más extendida y la más utilizada. Estas categorías se distinguen como [5]

- Categoría A: Partículas finas, de baja densidad (menos de $1400 \text{ kgm}/\text{m}^3$), de un diámetro en el rango de tamaño de entre 20 y 100 micras. $U_{mb} > U_{mf}$.
- Categoría B: Partículas de tamaño intermedio, son polvos, que tienen un diámetro en el rango de 40 a 500 micras y una densidad en el rango de 1100 y 4000 kgm/m^3 , burbujean a velocidad mínima de fluidización. $U_{mb} = U_{mf}$
- Categoría C: Partículas pequeñas con un diámetro de menos de 30 micras, por lo que el efecto de fuerzas entre partículas es significativo. Son difíciles de fluidizar.
- Categoría D: Partículas grandes (usualmente más grande de 600 micras) y/o densas. Los lechos profundos son difíciles de fluidizar.

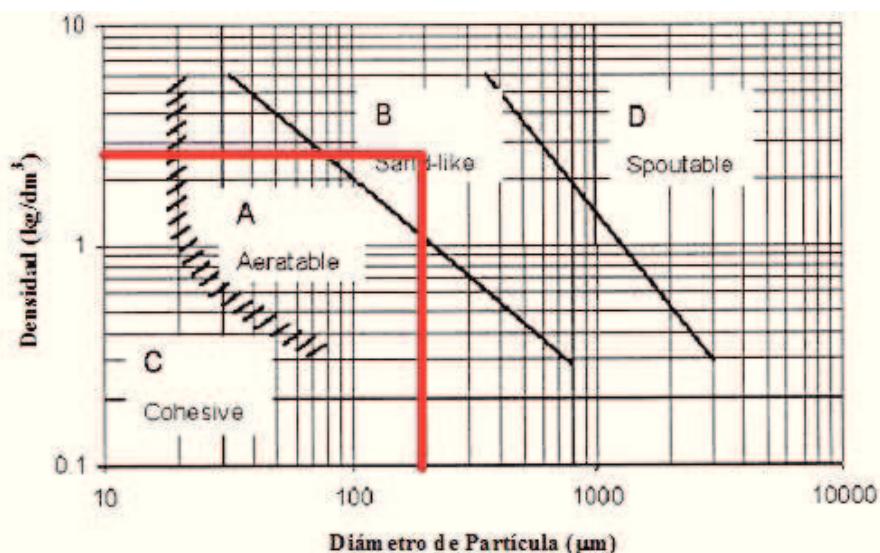


Figura 13 Comportamiento de las partículas frente a la fluidización, según su densidad y tamaño [5]

Como se puede comprobar, las partículas empleadas son de tipo B. Por tanto, el valor de aU_{transp} será de 7 s^{-1} . Finalmente, se puede definir un valor medio para la concentración en el reactor:

$$\bar{f}_{lecho} = \frac{\bar{f}_{diluida} H_{diluida} + f_{densa} H_{densa}}{H_{total}}$$

Tras todo lo expuesto, se tienen las ecuaciones necesarias que relacionan U_{transp} , G_s y ΔP . Para unos valores fijos de velocidad de transporte (4,5 m/s) y de caída de presión (8000 Pa), se obtiene el inventario de sólidos que se debe tener para que el régimen de funcionamiento del lecho sea un circulante. También se calcula la altura de cada una de las fases y, en consecuencia, las caídas de presión correspondientes. A continuación se muestra el proceso de cálculo.

$$\begin{aligned}\Delta p_{diluida} &= \rho_p g H_{diluida} \bar{f}_{diluida} \\ \Delta p_{densa} &= \rho_p g H_{densa} f_{densa} \\ \Delta p_{total} &= \Delta p_{diluida} + \Delta p_{densa}\end{aligned}$$



A continuación, y para cerrar el balance de presión, se deben calcular las caídas de presión de los distintos elementos del sistema de recirculación, formado por el ciclón, la *standpipe* y la válvula de retorno (*loopseal*). En el último apartado del presente Anexo, Equipos auxiliares, se muestran los cálculos realizados para estos equipos.

A continuación se muestran una serie de tablas en las que aparecen los resultados de los principales parámetros fluidodinámicos estudiados. En primer lugar, para un reactor de diámetro 10 cm, dichos resultados han sido calculados para distintas composiciones de O₂/CO₂ a la entrada: 40/60, 30/70 y 20/80 en oxicombustión. También se ha tenido en cuenta el caso de realizar combustión convencional con aire. Finalmente, se han obtenidos los valores de los principales parámetros para diámetros de reactor de 5, 15 y 25 cm, únicamente para el caso más crítico de 40/60.

Diámetro de reactor = 10 cm

O₂/CO₂ = 40/60		
Concentración de partículas de la fase densa	f_{densa}	0,26
Porosidad de la fase densa	ϵ_{densa}	0,74
Densidad aparente de la fase densa	ρ_{densa} [kg/m ³]	713
Concentración de partículas a la salida del reactor	f_{ex}	0,01009
Concentración media de partículas en la fase diluida	$\bar{f}_{diluida}$	0,05
Densidad aparente de la fase diluida	$\rho_{diluida}$ [kg/m ³]	119
Altura de la fase diluida	$H_{diluida}$ [m]	5,07
Altura de la fase densa	H_{densa} [m]	0,33
Altura total del reactor	H_{total} [m]	5,4
Inventario de sólidos	Gs [kg/m ² s]	72,66
Caída de presión en la fase densa	Δp_{densa} [Pa]	2335
Caída de presión en la fase diluida	$\Delta p_{diluida}$ [Pa]	5665
O₂/CO₂ = 30/70		
Concentración de partículas de la fase densa	f_{densa}	0,26
Porosidad de la fase densa	ϵ_{densa}	0,74
Densidad aparente de la fase densa	ρ_{densa} [kg/m ³]	713
Concentración de partículas a la salida del reactor	f_{ex}	0,01009
Concentración media de partículas en la fase diluida	$\bar{f}_{diluida}$	0,05
Densidad aparente de la fase diluida	$\rho_{diluida}$ [kg/m ³]	119
Altura de la fase diluida	$H_{diluida}$ [m]	5,07
Altura de la fase densa	H_{densa} [m]	0,33
Altura total del reactor	H_{total} [m]	5,4
Inventario de sólidos	Gs [kg/m ² s]	72,66
Caída de presión en la fase densa	Δp_{densa} [Pa]	2335
Caída de presión en la fase diluida	$\Delta p_{diluida}$ [Pa]	5665



COMBUSTIÓN

La descripción del proceso de combustión consiste en exponer cualitativamente y cuantitativamente la composición de los gases a la salida del lecho. Se lleva a cabo un análisis de la estequiométria de la reacción en función de la composición del combustible, en este caso carbón (hulla), y de la composición del comburente empleado (oxicombustión o aire).

El modelo implementado en EES para describir el proceso de combustión que tiene lugar en el lecho fluido circulante es el siguiente. En primer lugar se fija la composición del comburente empleado, siendo un input del sistema. Se ensayan cuatro casos, que son la base de los posteriores análisis realizados en las simulaciones en EES. Los tres primeros corresponden a oxicombustión, se diferencian en la proporción O_2/CO_2 empleada: 20/80, 30/70 y 40/60. El último ensayo se realiza con aire.

Conociendo la composición del comburente, se calculan sus propiedades características de la dinámica de fluidos, como son densidad, calor específico, conductividad y viscosidad del gas.

Una vez determinado el régimen de fluidización de funcionamiento y la velocidad de los gases en el interior del lecho (expuesto en el apartado anterior), se conoce cuál es el caudal de comburente necesario para que el lecho se comporte como un circulante. Y, en consecuencia, se conoce el caudal de oxígeno que tendrá la capacidad de oxidar una determinada cantidad de combustible por segundo.

$$Q_{comburente} = U_{transp} \rho_{comburente} A_{reactor} \left[\frac{kg}{s} \right]$$

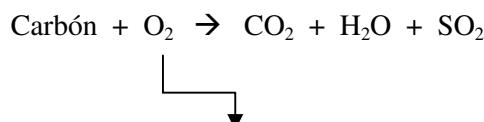
A partir de aquí, la reacción se ajustará de tal manera que se produzca combustión estequiométrica del carbón, produciendo una concentración de oxígeno $[O_2]$ en los gases de salida sea nula. Lo que conlleva a un caudal de combustible determinado, que será aquél necesario para oxidarse con el oxígeno fijado por el lecho circulante.

El caudal de combustible necesario para anular la proporción de O_2 en los gases de salida nos fijará la **potencia nominal** del sistema, lo que constituye un parámetro fundamental de la instalación.

La composición del comburente es un input del sistema, y en función de la misma se obtendrá una potencia u otra. Como ya se ha comentado, se realizarán ensayos de oxicombustión, con distintas proporciones de O_2/CO_2 y ensayos de combustión convencional con aire. En un primer análisis, es de esperar que la potencia del sistema sea mayor para aquellos casos en los que la proporción de O_2 también sea mayor. Ya que al fijarse el valor de caudal de comburente necesario para que el lecho sea circulante, el caudal de O_2 aumentará. Y, en consecuencia, será necesario un mayor caudal de combustible para ser oxidado, y así obtener una proporción de O_2 nula en los gases de salida. Más adelante, en el apartado de análisis de



sensibilidad, se estudiará de forma más detallada la influencia de la composición del comburente.



Fijado por la fluidodinámica del lecho circulante. Necesario para obtener los 4,5 m/s de velocidad de diseño.

La composición en masa del combustible empleado es la siguiente:

COMBUSTIBLE	
	Hulla
Carbono	65.81%
Humedad	2.05%
Cenizas	26.54%
Hidrógeno	2.13%
Oxígeno	1.18%
Nitrógeno	1.23%
Azufre	1.06%
PCI (kJ/kg)	24009

Composición del combustible

Como ya se ha comentado en el apartado de hipótesis generales de la memoria, se considera que la combustión es completa, ya que la porción de combustible que no se quema es inmediatamente recirculada al lecho. El tiempo de residencia global de la partícula será aquel necesario para que la partícula se queme por completo, considerando que recirculará tantas veces como sea necesario. Por tanto, se asume que no existen in quemados.

También se asume una eficiencia del cien por cien en la captura de SO_2 , aunque en una primera aproximación no se ha considerado la introducción de caliza en el lecho.

BALANCE DE ENERGÍA

En el modelo EES diseñado, se han realizado los cálculos necesarios para la determinación de las resistencias a la conducción de la pared del reactor y del refractario más aislante (si lo hubiera). Han sido realizados por dos veces, correspondientes cada uno de ellos a las dos fases diferenciadas para el cálculo del balance energético, densa y diluida. A continuación se realiza una descripción de dichos cálculos.

- Resistencia a la conducción de la pared del reactor.

$$K_{acero_inox} = \left(\ln \frac{R_{ex}}{R_{in}} \right) \frac{1}{2\pi k_{acero} L}$$

Donde cada uno de los términos se define como:



- L : altura de la fase del lecho considerada, densa o diluida.
 - R_{ex} y R_{in} son los radios externos e internos respectivamente, se diferencian en el espesor del acero que forma el reactor.
 - k_{acero} es la conductividad térmica del acero.
- Resistencia a la conducción del material refractario y del aislante.

$$K_{refractario} = \left(\ln \frac{R_{refract_ex}}{R_{refract_in}} \right) \frac{1}{2\pi k_{refractario} L}$$

Donde cada uno de los términos se define como:

- L : altura de la fase del lecho considerada, densa o diluida.
- $R_{refract_ex}$ y $R_{refract_in}$ son los radios externos e internos respectivamente, se diferencian en el espesor del refractario que rodea el reactor.
- $k_{refractario}$ es la conductividad térmica del refractario empleado.

En el modelo EES también se han programado las instrucciones necesarias para obtener el coeficiente de transferencia global del lecho. Numerosos autores admiten que el coeficiente de transferencia de calor se puede aproximar por la suma de tres componentes: la componente conductiva de las partículas (h_{pc}), la convectiva debida al gas (h_{gc}), y finalmente la radiante (h_{rad}) en donde existan temperaturas elevadas. Se puede decir que la componente conductiva es predominante con partículas pequeñas, desde 40 a 800 μm (tipo A y B de la clasificación de Geldart [5]); la convectiva se da para partículas más densas y grandes, tipo D de Geldart.

Por tanto, la componente total sería:

$$h = h_{pc} + h_{gc} + h_{rad}$$

A continuación, se muestra en la figura 14, la evolución de la transferencia de calor con el diámetro de la partícula.

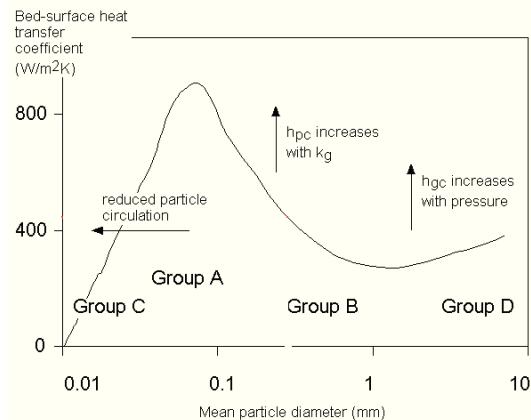


Figura 14. Coeficientes de transferencia de calor en función del diámetro de partícula. [5]

Para realizar el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor del lecho, se deben realizar un análisis por separado para la fase densa y la fase diluida del lecho. Ya que, como se ha descrito anteriormente en la fluidodinámica de un lecho circulante, en la fase densa se produce la agitación y mezclado del combustible con el inerte, las partículas recirculadas, el aire y la caliza, donde prevalece la transferencia de calor por conducción. Sin embargo, en la fase diluida se aumenta la turbulencia por el nuevo caudal de aire aportado, produciéndose un arrastre de las partículas y continuando su combustión. En esta zona, el método de transferencia de calor es más complejo. La componente conductiva del coeficiente de transferencia de calor disminuye, mientras que la componente convectiva aumenta. La razón radica en el incremento de la velocidad de transporte aumentando la transferencia de calor hacia las paredes por convección tanto de las burbujas como de las partículas arrastradas.

A continuación se muestran las ecuaciones implementadas en el modelo para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor de ambas fases del reactor.

1. Fase densa

- Coeficiente de transferencia de calor por conducción del interior del lecho fluido. Fase densa. Correlación de Zabrodsky. [14]

$$h_{conducción_densa} = 0,7h_{convección_máx}$$

$$h_{conducción_máx} = 35,8\rho_p^{0,2}k_{aire}^{0,6}d_p^{-0,36}$$

- Coeficiente de transferencia de calor por convección del interior del lecho fluido. Correlación de Baskakov. [15]

$$h_{convección_densa} = 0,009Ar^{0,5}Pr^{0,33}k_gdp^{-1}$$

Siendo Ar, el número de Arquímedes, Pr el número de Prandtl y k_g la conductividad del comburente. En el Anexo IX de correlaciones empleadas se muestra la descripción de dichos números.



- Coeficiente de transferencia de calor por radiación.

$$h_{radiación} = \sigma \delta \left(\frac{T^4 - T_{ex}^4}{T - T_{ex}} \right)$$

Siendo T la temperatura del lecho y T_{ex} la temperatura de la pared en la fase densa.

Y siendo σ la constante de Boltzman ($5,6704 \cdot 10^{-8} [Wm^{-2}k^{-4}]$) y δ el factor de radiación que se define en función de las emisividades, como:

$$\delta = \frac{1}{\frac{1 - e_{lecho}}{e_{lecho}} + 1 + \frac{1 - e_{agua}}{e_{agua}}}$$

El coeficiente total de transferencia de calor de la fase densa será:

$$h_{total_densa} = h_{conducción_densa} + h_{convección_densa} + h_{radiación}$$

2. Fase diluida

Las correlaciones empleadas para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor de la fase diluida difieren de las ecuaciones empleadas en la fase densa. Únicamente el coeficiente de transferencia por radiación es el mismo, ya que se asume temperatura uniforme a lo largo de todo el lecho.

En primer lugar, ya no se tiene transferencia de calor por conducción, puesto que las partículas no se encuentran empaquetadas. En vez de ello, debido a la velocidad de arrastre de las partículas, el coeficiente convectivo adquiere gran importancia. Está formado a su vez por dos componentes, una correspondiente al gas que asciende por el lecho, y otra a las partículas que se ven arrastradas.

- Coeficiente de transferencia de calor por conducción del interior del lecho fluido. Fase diluida. [14]

$$h_{conducción_part_riser} = \frac{1}{\left(\pi \frac{0,2}{4k_{part}cp_{part}} \right)^{0,5} + \gamma \frac{dp}{k_{gas}}}$$

Donde k_{part} y cp_{part} son la conductividad y el calor específico de las partículas respectivamente, y γ un parámetro dependiente de la concentración en la fase diluida. En el modelo EES se encuentran las ecuaciones que definen estos parámetros.



- Coeficiente de transferencia de calor por convección del interior del lecho fluido. Fase diluida. [2]

$$h_{convección_gas_riser} = \frac{2 \left(h_{total_densa} - (h_{convección_riser} + h_{radiación}) \right)}{aH_{diluida}} \left(1 - e^{-aH_{diluida}/2} \right)$$

Siendo $h_{convección_gas_riser}$ un término con el que se realiza un promedio del valor del coeficiente de transferencia de calor por convección a lo largo de toda la fase diluida [2]

- Coeficiente de transferencia de calor por radiación.

$$h_{radiación} = \sigma \delta \left(\frac{T^4 - T_{ex}^4}{T - T_{ex}} \right)$$

Siendo T la temperatura del lecho y T_{ex} la temperatura de la pared en la fase densa.

Y siendo σ la constante de Boltzman ($5,6704 \cdot 10^{-8} [Wm^{-2}k^{-4}]$) y δ el factor de radiación que se define en función de las emisividades, como:

$$\delta = \frac{1}{\frac{1 - e_{lecho}}{e_{lecho}} + 1 + \frac{1 - e_{agua}}{e_{agua}}}$$

El coeficiente total de transferencia de calor de la fase diluida será:

$$h_{total_riser} = h_{convección_gas_riser} + h_{conducción_part_riser} + h_{radiación}$$

Finalmente, el coeficiente de transferencia global del lecho será un promedio según las alturas de cada una de las fases, definido como:

$$h_{total_lecho} = \frac{h_{total_densa}H_{densa} + h_{total_riser}H_{diluida}}{H_{reactor}}$$

EQUIPOS AUXILIARES

Modelo del ciclón

El sistema de limpieza de gases está formado por un ciclón, que es un dispositivo muy conocido, sencillo y de bajo coste de mantenimiento. Los ciclones se clasifican según su eficacia, en ciclones de alta, media y baja eficacia. Para las condiciones de operación que se van a tener en la instalación se ha decidido elegir un ciclón de alta eficiencia.



Se ha diseñado un ciclón de tipo Sairmand de alta eficiencia, mediante el procedimiento que se describe a continuación. Para profundizar en el diseño de ciclones se ha incluido un Anexo específico. Y, para conocer de forma más detallada las dimensiones y parámetros más importantes del ciclón a instalar, ver el apartado de “Diseño del ciclón” de la memoria.

En primer lugar, para calcular la caída de presión en el ciclón, se debe escoger una velocidad de operación. En este caso se escoge 25 m/s, ampliamente aceptada. La sección de entrada del ciclón queda definida por dicha velocidad y el caudal de partículas arrastradas fuera del lecho. A partir de estos datos, se han calculado el diámetro de corte, las dimensiones del ciclón, la caída de presión y la eficacia de colección para un tamaño de partícula 5 μm .

En este apartado se va a realizar una descripción del modelo planteado en EES para el diseño del ciclón Stairmand, que básicamente consiste en calcular la caída de presión que tiene lugar en el mismo, ya que forma parte del balance fluidodinámico global del lecho.

La ecuación empleada para la caída de presión en el ciclón es la siguiente [16]

$$\Delta P_{\text{ciclón}} = N_h \rho_g \frac{V_{g_ciclón}^2}{2}$$

Donde N_h es un parámetro que depende de las dimensiones del ciclón y $V_{g_ciclón}$ es la velocidad de entrada del gas al ciclón, siendo un parámetro de diseño fijado a 25 m/s. [16]

También se han programado el diámetro de corte del ciclón y la eficacia de colección para un tamaño de partícula de 5 μm .

Diámetro de corte:

$$D_{50}[\text{m}] = \left(\frac{9\mu_g b_c}{2\pi N_e \rho_p V_{g_ciclón}} \right)^{1/2} \quad D_{50}[\mu\text{m}] = 10^6 D_{50}[\text{m}]$$

Eficiencia de la colección:

$$\eta_{5\mu\text{m}} = \frac{1}{1 + \left(\frac{D_{50}[\mu\text{m}]}{D_5[\mu\text{m}]} \right)^2}$$

Siendo $D_5[\mu\text{m}] = 5\mu\text{m}$, N_e el número de vueltas del vórtice y b_c un parámetro dependiente de las dimensiones.

Modelo de la *standpipe*.

Tras el ciclón, se tiene la *standpipe* con un lecho empaquetado y ligeramente aireado de partículas descendentes que transporta los sólidos recogidos hacia la válvula de retorno (*loopseal*). El diámetro de la tubería de retorno se ha fijado como la mitad del conducto de salida del ciclón, y la fracción de vacío de la columna de sólidos en su interior se ha asumido igual a la de mínima fluidización



La caída de presión en la *standpipe* se calcula considerando una columna de sólidos empaquetada, teniendo en cuenta la velocidad de deslizamiento entre partículas descendentes y gas ascendente. La altura alcanzada por la columna de sólidos en el conductor de retorno H_{sp} se configura espontáneamente tal que la presión del sistema se equilibra de acuerdo al balance global del lecho. [8]

$$\frac{\Delta P_{sp}}{H_{sp}} = \frac{150\mu_g U_{slip,sp} (1 - \varepsilon_{sp})^2}{g(d_p\phi)^2 \varepsilon_{sp}} + \frac{1,75\rho_g U_{slip,sp} (1 - \varepsilon_{sp})}{gd_p\phi\varepsilon_{sp}}$$

Como se puede apreciar, es la ecuación de Ergun aplicada a la *standpipe*, donde ε_{sp} se puede aproximar a la porosidad de mínima fluidización del lecho, y la velocidad de deslizamiento se define como:

$$U_{slip,sp} = \frac{U_{g,sp}}{\varepsilon_{sp}} + U_{s,sp}$$

Otra forma de calcular la caída de presión en la *standpipe* es por balance de presiones. Sabiendo la caída de presión total del lecho (8000Pa) y calculando las pérdidas de carga respectivas en ciclón y loopseal, se deduce la caída de presión en la *standpipe*.

Modelo de la *loopseal*

El último término del balance de presión planteado es la caída de presión en la válvula de retorno o *loopseal*, que se debe tanto a la contribución de la rendija que divide las cámaras de suministro y reciclado de sólidos como a la de la presa por encima de la cual van atravesando los sólidos hacia el combustor. [18]

$$\Delta P_{ls} = \Delta P_{slit} + \Delta P_{weir} = 0,66G_S A \left(\frac{A_{slit}}{A_{suministro}} \right)^{-1,2} + \rho_{ls} g (H_{weir,ls} + \Delta H_{weir,ls})$$

La caída de presión de la *loopseal* depende de la altura que alcance la columna de sólidos que la atraviesan desbordando por encima. Ésta se ha elaborado con la siguiente expresión: [18]

$$G_S A = \frac{2}{3} 0,007 (1 - \varepsilon_{ls}) \rho_p W_{ls} \sqrt{2g\Delta H_{weir}^3}$$

La válvula de retorno es no mecánica y se ha diseñado de acuerdo al procedimiento descrito por BASU [18], adoptando para ello las hipótesis particulares descritas a continuación:

- Porosidad de la cámara de reciclado: 0,5.
- Velocidad horizontal en la rendija: 0,15 m/s
- Velocidad del aire en la cámara de reciclado: $1,25U_{mf}$

El procedimiento de cálculo consiste, en primer lugar, en establecer las dimensiones principales de ancho L_{ls} y profundo W_{ls} mediante las siguientes reglas de experto: $L_{ls} = 2,5d_{sp}$ y $W_{ls} = \frac{1}{2}L_{ls}$



A continuación se calcula la altura de la rendija H_{slit_ls} fijando para ello el valor de la velocidad horizontal de las partículas a través de la misma, que de acuerdo con Basu se hallaría entre 0,05 y 0,25 m/s y debería ser como mínimo diez veces mayor al diámetro de partícula de mayor tamaño.

El siguiente paso consiste en fijar la velocidad del aire en la cámara de reciclado, como un 25% superior a la de mínima fluidización, en base a lo cual se calcula el caudal de aire necesario para alcanzarlo. Además, se asume que un 5% del aire introducido se deriva a la *standpipe*. Finalmente, la altura de la presa H_{weir_ls} se asume como la mitad de la longitud de la loopseal. El caudal de sólidos que pasa por encima de ella se calcula mediante la correlación mostrada anteriormente, $G_s A$.

En la siguiente figura se recogen los resultados del diseño básico de la válvula loopseal, además de algunos parámetros de operación calculados.

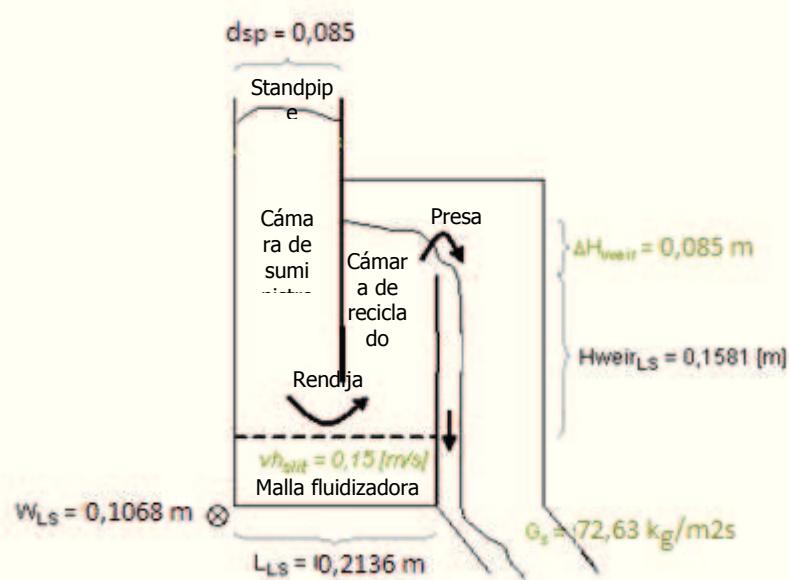


Figura 15. Diagrama de la válvula *loopseal*, indicando los parámetros de diseño principales



DISEÑO DE UN LABORATORIO DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE

ANEXO II

ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD



ANEXO II ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

INTRODUCCIÓN

Antes de la descripción de los equipos involucrados en la instalación del nuevo laboratorio de oxicombustión en lecho fluido circulante, es necesario simular el proceso que tendrá lugar en ella, con el fin de obtener una orientación del comportamiento del sistema y, de esta manera, conocer los valores más extremos de los parámetros en las diferentes pruebas. A partir de ahí, se procederá al dimensionado de los principales equipos del laboratorio. Por tanto, se ha simulado el proceso de combustión en el lecho, teniendo en cuenta las distintas velocidades de transporte posibles y se han diseñado las diferentes posibilidades de pruebas atendiendo a porcentajes de oxígeno a la entrada de 20, 30 y 40%. En primer lugar se ha hecho un estudio para escoger el diámetro de reactor más adecuado, realizando un análisis para 5, 10, 15 y 20 cm de diámetro.

ANÁLISIS GENERAL

El primer gráfico muestra la potencia nominal del reactor bajo distintas condiciones. La potencia nominal es un parámetro muy importante a la hora de caracterizar el reactor, dando una idea a priori de las dimensiones del mismo. Se pretende observar cuál es su comportamiento tras variar la composición del aire de entrada (ratio de recirculación) y el diámetro de reactor. Se debe tener en cuenta que el resto de parámetros nominales permanecen constantes: diámetro de partícula (200 um), temperatura de reactor (9000°C), caída de presión (8000 Pa) y concentración de O₂ a la salida nula. Éste último parámetro de diseño es clave para explicar el comportamiento de la gráfica.

Como se puede observar, fijando la composición del comburente, para mayores diámetros de reactor tenemos valores de potencia nominal superiores. Es más, se puede afirmar que la potencia sigue una progresión cuadrática con el aumento del diámetro. A continuación se muestra un ejemplo para una composición de O₂/CO₂ de 40/60.

- Diámetro de reactor = 0,05 m → 63 W de potencia nominal.
- Diámetro de reactor = 0,1 m → 252 W de potencia nominal.
- Diámetro de reactor = 0,15 m → 567 W de potencia nominal.
- Diámetro de reactor = 0,2 m → 1008 W de potencia nominal.

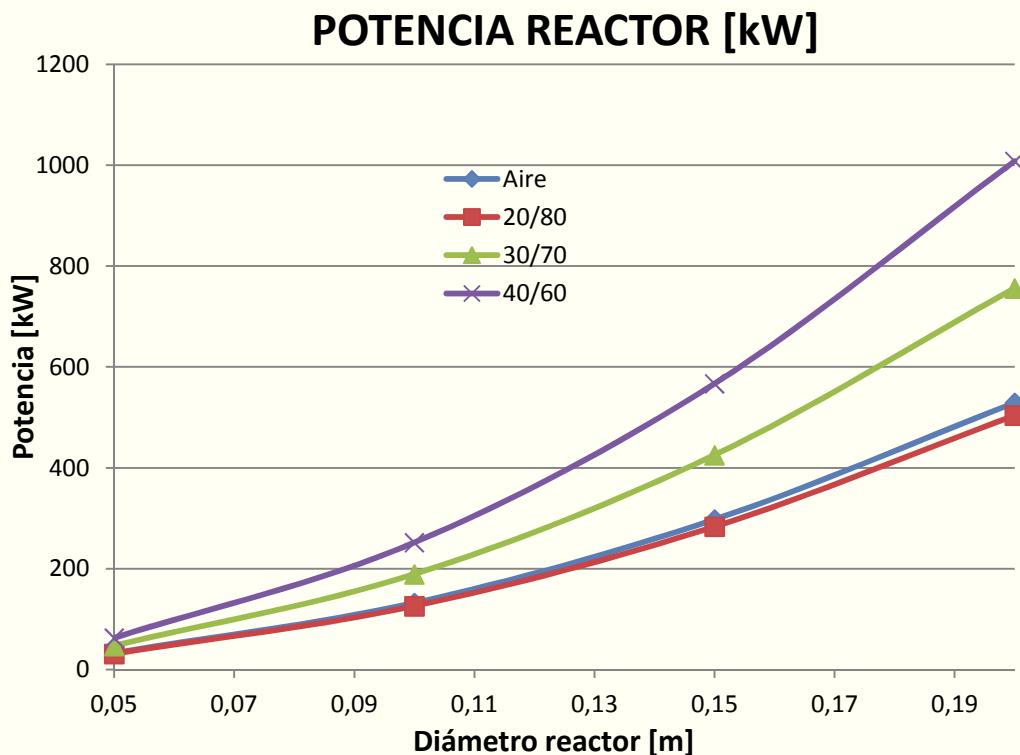


Figura 16. Potencia frente a diámetro de reactor

El aumento de la potencia con el diámetro de reactor se debe a que, para mantener las condiciones nominales de funcionamiento, se debe aumentar la potencia. La razón es simple, ya que para mantener la velocidad de los gases constante, al incrementar el diámetro se produce un incremento del caudal de gases. Como consecuencia, las partículas y los gases de combustión absorben más cantidad de calor, ya que un mayor caudal debe alcanzar los 900 °C de temperatura de diseño. Además, según la propia definición de potencia nominal, como aquella que absorbe el lecho para mantener sus condiciones de funcionamiento, la concentración de O₂ en los gases de salida debe ser nula. Por todo ello, se requiere un aumento de la potencia, en suma, un aumento del combustible.

Por otro lado, se observando la gráfica, se puede comprobar que para un mismo diámetro de reactor, la potencia aumenta a medida que se incrementa la proporción de O₂ del comburente. Se ha definido potencia nominal aquella que anula la concentración de O₂ a la salida, por tanto si en el comburente hay una mayor proporción de O₂, éste debe ser quemado. Por ello, en suma, se debe incrementar el ratio de alimentación de combustible, aumentando la potencia del mismo. Se puede comprobar que la gráfica para 20/80 de O₂/CO₂ y la de aire son prácticamente idénticas. Ya que la proporción de O₂ en una corriente de aire es de 21%, siendo N₂ el 79% restante. En la gráfica que se muestra a continuación se observa más claramente este fenómeno.

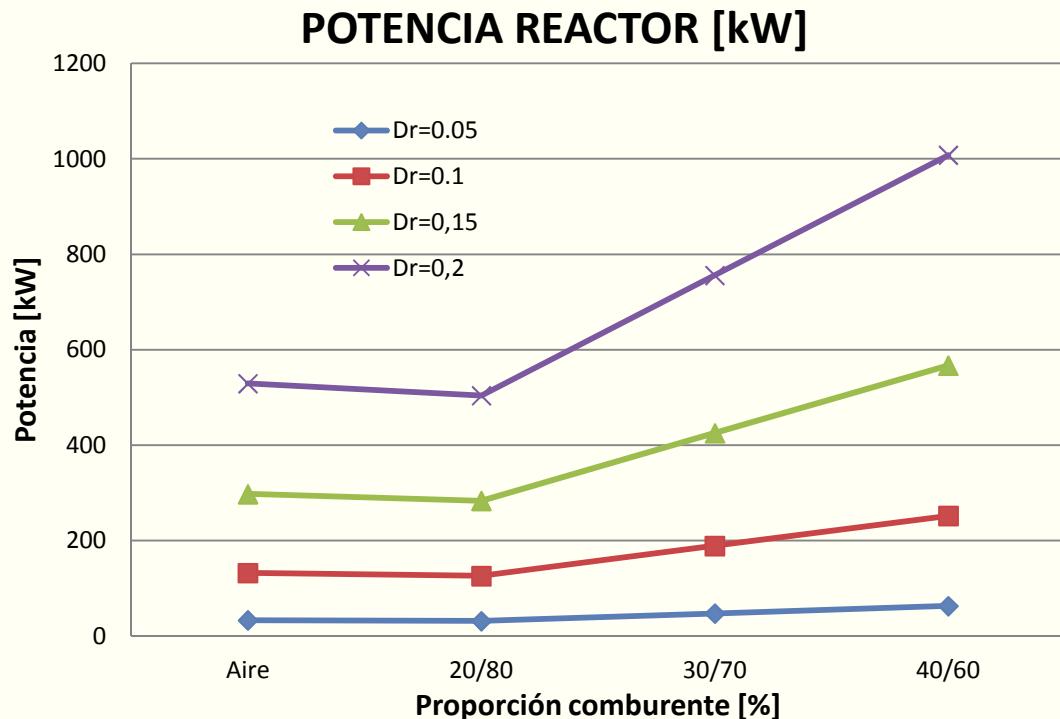


Figura 17. Potencia frente a composición de comburente

En la siguiente página se muestra una tabla con el desarrollo de todos los casos analizados.



DESARROLLO DE CASOS ANALIZADOS						
Dr [m]	[O2]/[CO2] = 20/80					
	POT [kW]	H_densa [m]	Q_extraer [kW]	h_total_lecho [W/m2K]	[CO2] %	Gs [kg/m2s]
	0,05	31,5	0,3333	-19,21	97,61	73,03
	0,1	126	0,3333	-74,96	97,61	73,03
	0,15	283,5	0,3333	-167,6	97,61	73,03
Dr [m]	[O2]/[CO2] = 30/70					
	POT [kW]	H_densa [m]	Q_extraer [kW]	h_total_lecho [W/m2K]	[CO2] %	Gs [kg/m2s]
	0,05	47,25	0,3333	-3,63	96,43	72,83
	0,1	189	0,3333	-12,67	96,43	72,83
	0,15	425,3	0,3333	-27,48	96,43	72,83
Dr [m]	[O2]/[CO2] = 40/60					
	POT [kW]	H_densa [m]	Q_extraer [kW]	h_total_lecho [W/m2K]	[CO2] %	Gs [kg/m2s]
	0,05	63	0,3333	11,94	95,25	72,63
	0,1	252	0,3333	49,63	95,25	72,63
	0,15	567	0,3333	112,7	95,25	72,63
Dr [m]	AIRE					
	POT [kW]	H_densa [m]	Q_extraer [kW]	h_total_lecho [W/m2K]	[CO2] %	Gs [kg/m2s]
	0,05	33,08	0,3333	-19,95	19,02	61,22
	0,1	132,3	0,3333	-77,93	19,02	61,22
	0,15	297,7	0,3333	174,3	19,02	61,22
	0,2	529,2	0,3333	-309,1	19,02	61,22

Tabla 24. Análisis de sensibilidad. Casos analizados



ANÁLISIS PARTICULAR

En este apartado se realiza un estudio del comportamiento del reactor de 10 cm escogido, mediante el análisis de parámetros como el calor a extraer, el coeficiente global de transferencia de calor, el inventario de sólidos y la concentración de CO₂ a la salida. Se pretende analizar el efecto que tiene en todos ellos la variación de ciertos parámetros de diseño, como son la temperatura de funcionamiento, el diámetro de partícula y la velocidad de arrastre.

El objetivo es comprobar cuáles son los extremos de funcionamiento para garantizar la viabilidad del lecho circulante, obteniendo información a priori, anterior a la realización de ensayos en la futura planta.

A continuación se analiza el funcionamiento del reactor de 10 cm de diámetro, en función de distintas velocidades de transporte. La velocidad de arrastre es un parámetro de diseño, que debe ser mayor que la velocidad terminal para asegurar el funcionamiento del lecho como circulante. Al aumentar la velocidad de los gases, para un mismo diámetro de reactor, se produce un incremento del caudal de los mismos en el interior del combustor. Como consecuencia, se tiene un mayor caudal de oxígeno que debe ser quemado para conseguir que su concentración sea nula a la salida. Además, se deben mantener el resto de parámetros de diseño (temperatura) constantes, lo que se consigue con un aumento de combustible (de potencia).

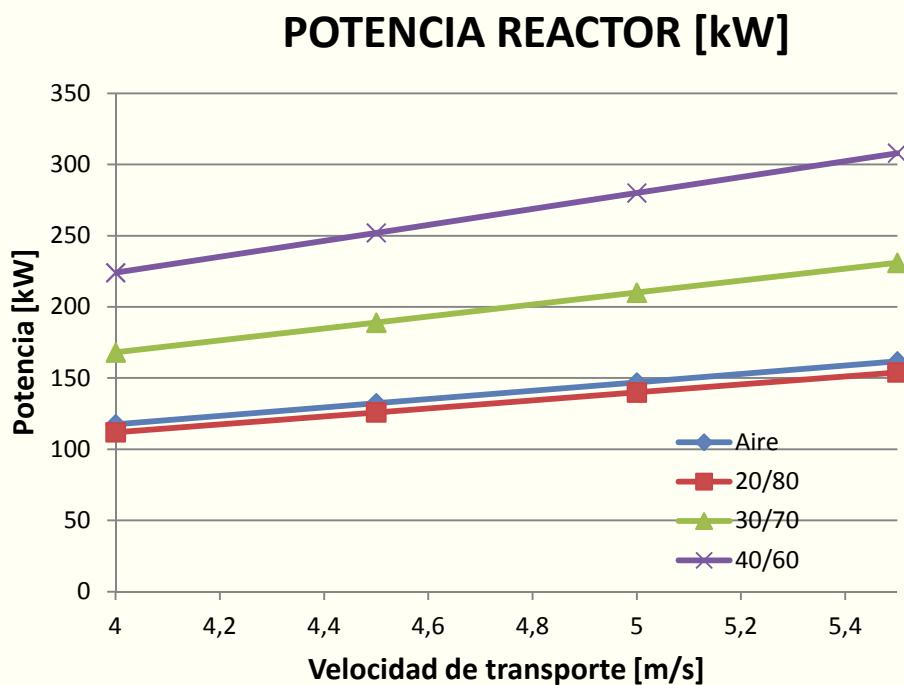


Figura 18. Potencia frente a velocidad de transporte

En las siguientes gráficas se va mostrar el funcionamiento del reactor bajo distintas condiciones de operación, particularizados para un reactor de diámetro 10 cm. Se pretende analizar el efecto de la variación de temperatura, diámetro de partícula y velocidad de arrastre en los siguientes parámetros:



- Calor a extraer [kW]
- Coeficiente de transferencia de calor [W/m²K]
- Inventario de sólidos, G_s [kg/m²s]
- Concentración de CO₂ a la salida.

La temperatura, la velocidad de arrastre y el diámetro de partícula son parámetros que pueden ser modificados muy fácilmente. Es decir, mantenerlos uniformes a lo largo de una prueba es bastante complicado y depende en gran medida de la calidad y precisión de los equipos auxiliares (sistema de refrigeración, de alimentación de gases...), que serán dimensionados en función de los resultados obtenidos. Además, pequeñas de alguno de los tres parámetros citados influyen en gran medida en el comportamiento del sistema. Por ello, se han escogido para realizar el análisis de sensibilidad.

1. Efecto de la Temperatura.

A continuación se muestra el funcionamiento del reactor diseñado en función de la temperatura. Hay que tener en cuenta que se han empleado las condiciones nominales, lo que supone potencias de entrada mayores para los casos en los que la proporción de O₂ a la entrada es mayor, aquellas que para 900°C anulaban la proporción de O₂ a la salida. Son las correspondientes a la potencia nominal para la composición correspondiente de O₂/CO₂ de comburente analizado.

Se puede comprobar que, a medida que disminuye la temperatura, se requiere un mayor sistema de refrigeración para evacuar todo el calor a extraer. Debido a que, para una potencia constante, los gases y sólidos necesitan menos calor para alcanzar una temperatura más baja. El calor sobrante debe ser extraído, tanto más, cuanto mayor es el diámetro. Destacar que a 900 °C el calor a extraer es nulo, ya que coincide con la temperatura de diseño para todos los casos.

Por tanto, a la vista de estos resultados, se comprueba que para mantener una temperatura de 900 °C, solo en el caso de oxicombustión con un 40% de O₂ a la entrada se necesitará un sistema de refrigeración para evacuar el calor sobrante. En el resto de casos, si se quiere funcionar a esa temperatura, sería necesario un sistema de calefacción. Sin embargo, si interesarán 800 °C en el lecho, para todos los ensayos se combusión sería necesario un sistema de refrigeración. La razón de que para 40/60 haya más necesidades de refrigeración radica en que se tiene una potencia de funcionamiento mayor, al tener más O₂ puro a la entrada.

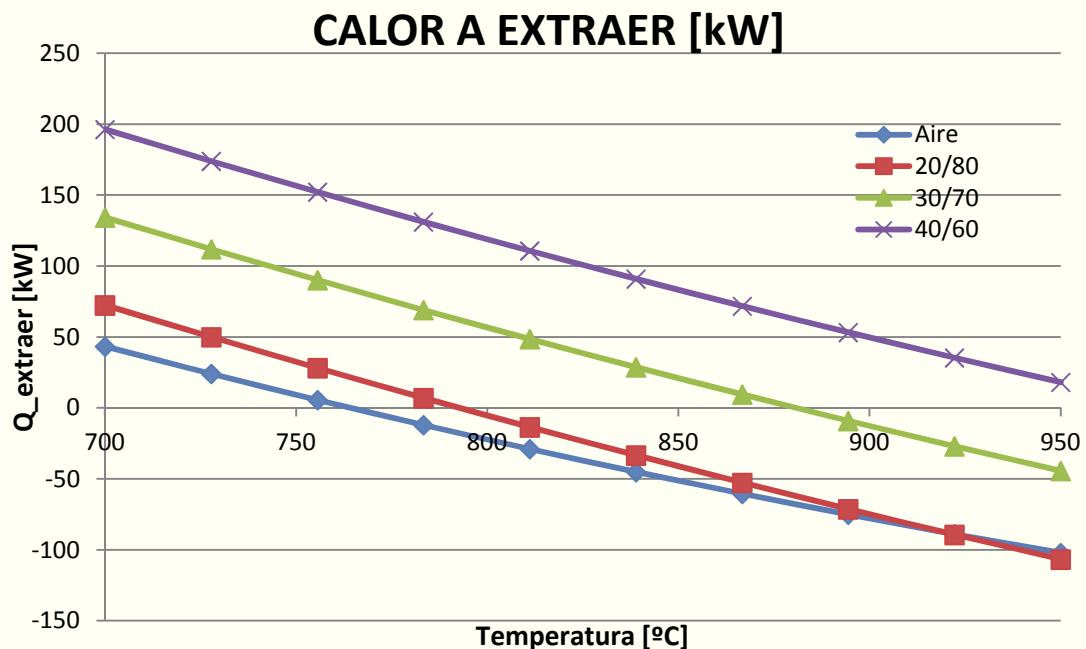


Figura 19. Calor a extraer frente a temperatura

A continuación, a modo de ejemplo, se muestran una tabla con los resultados obtenidos para una proporción de comburente de 40/60 de O₂/CO₂, correspondiente con la potencia nominal de 252 kW. En ellas, se ha comprobado el efecto de modificar la temperatura, la velocidad del gas y el diámetro de partícula.

POT (kW) = 252		O ₂ /CO ₂ = 40/60 %			
T_lecho (°C)	H_reactor (m)	h_lecho (W/m ² K)	Q_extraer (kW)	CO2 [%]	Gs [kg/m ² K]
700	5,4	195,7	196,3	95,25	72,69
727,8	5,4	198,6	173,9	95,25	72,69
755,6	5,4	201,4	152,2	95,25	72,69
783,3	5,4	204,3	131,1	95,25	72,69
811,1	5,4	207,1	110,7	95,25	72,69
838,9	5,4	209,9	90,92	95,25	72,69
866,7	5,4	212,7	71,78	95,25	72,69
894,4	5,4	215,5	53,26	95,25	72,69
922,2	5,4	218,3	35,37	95,25	72,69
950	5,4	221,1	18,09	95,25	72,69

Tabla 25. Análisis paramétrico en función de la temperatura del lecho



Es importante comentar que la temperatura de las partículas a la salida de la loop seal es un parámetro fundamental, que influye de manera determinante en el balance de energía. Sin embargo, en el pre-diseño objeto del presente proyecto, no se ha realizado un estudio de la variación de temperatura de las partículas recirculadas, asumiendo como dato de diseño que los sólidos son recirculados al lecho a 500 °C. Destacar que en el Anexo de Diseño del Sistema de refrigeración sí que se realiza un análisis de variación de la temperatura de recirculación de sólidos, porque como se verá, es un parámetro determinante para dimensionar el sistema de refrigeración y debe ser tenido en cuenta.

Otro parámetro clave a tener en cuenta es el coeficiente global de transferencia de calor. Se puede comprobar que sigue una tendencia lineal creciente con la temperatura. En el siguiente gráfico se muestra su evolución desde 700 a 950°C. A mayor temperatura, mayor transferencia de calor por radiación, lo que se traduce en un incremento de la parte radiativa del coeficiente de transferencia de calor. En suma, aumenta el coeficiente global de transferencia de calor del lecho.

Además, a temperaturas altas, se reduce la resistencia térmica de la primera capa de las partículas, debido al incremento de la conductividad térmica del gas de fluidización con la temperatura.

La gráfica es la misma para diferentes tipos de combustible analizados, teniendo en cuenta que dependiendo de la proporción de O₂/CO₂ escogida, se tiene una potencia nominal mayor o menor, siendo aquella la que anula la porción de oxígeno a la salida.

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR [W/m²K]

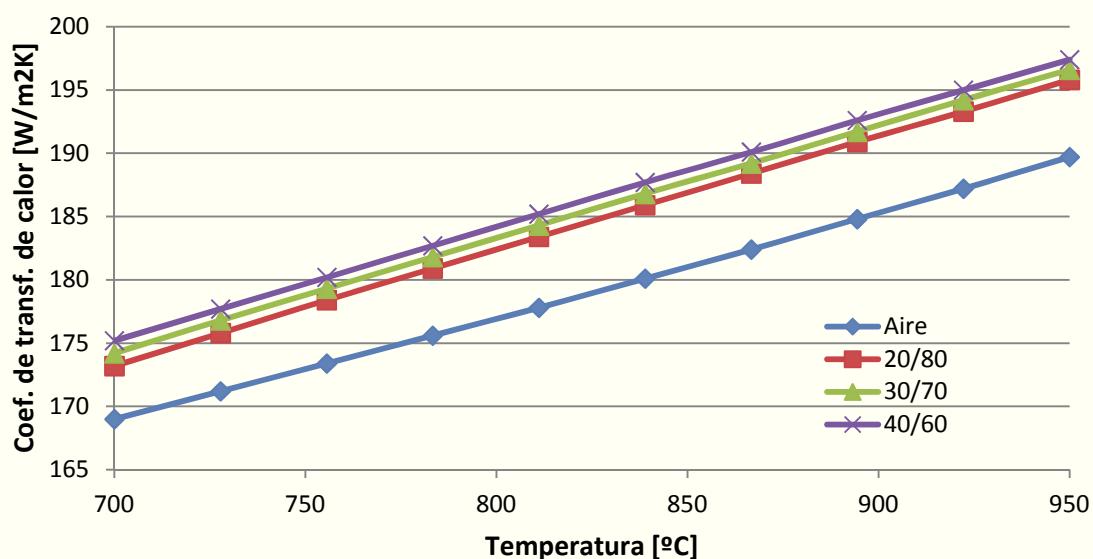


Figura 20. Coef. de transf. de calor frente a temperatura



En la siguiente gráfica se muestra la independencia de la concentración de CO₂ a la salida con la temperatura. La razón radica en la primera de las hipótesis explicadas anteriormente. Se considera combustión instantánea, despreciándose el efecto de la temperatura.

Sin embargo, se puede comprobar que existe una ligera variación de la concentración de CO₂ a la salida en función de la composición del comburente.

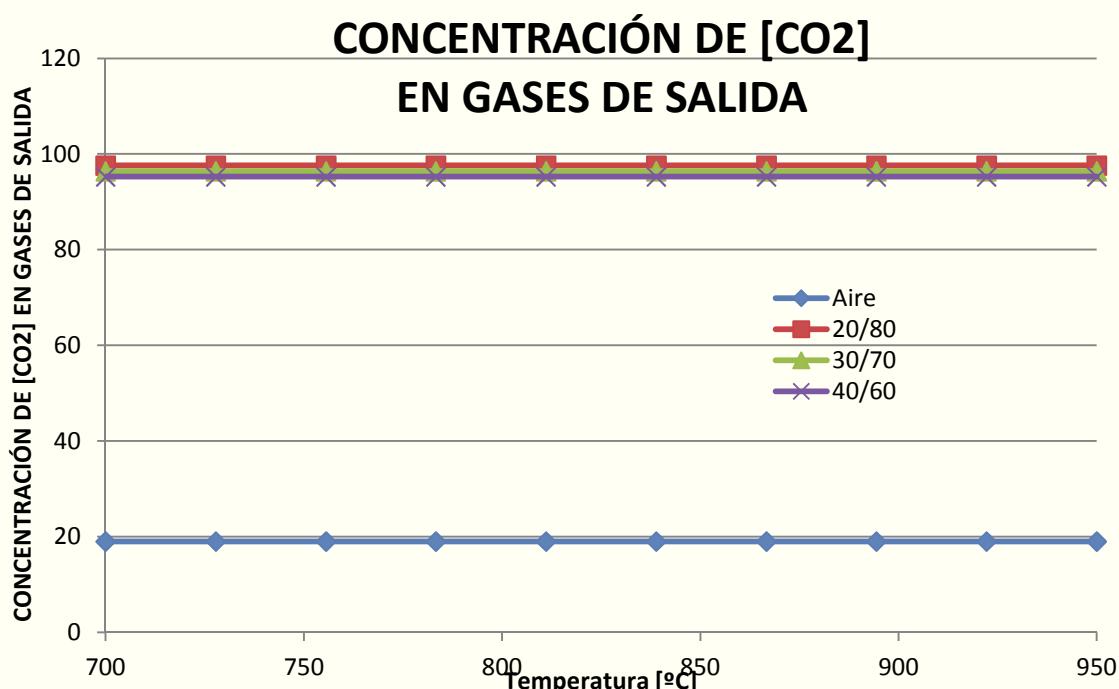


Figura 21. Concentración de CO₂ frente a temperatura

A continuación se muestra la evolución del inventario de sólidos en función de la temperatura. Se puede comprobar que a mayor temperatura del lecho se reducen ligeramente los sólidos expulsados. Sin embargo, se observa claramente que es independiente de la composición del comburente cuando se opera en oxicombustión, debido al modelo de combustión instantánea asumido.

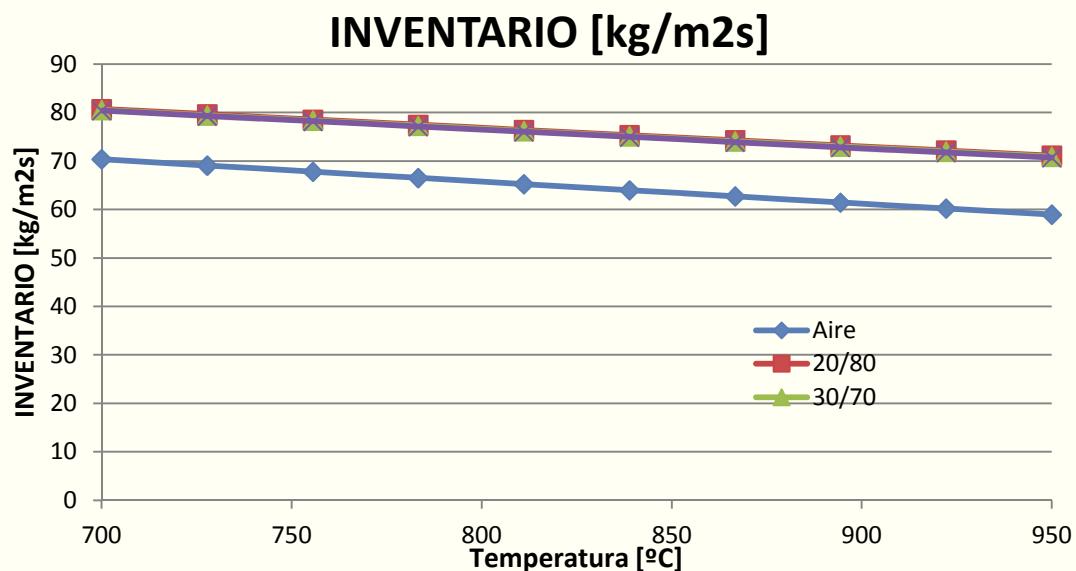


Figura 22. Inventario de sólidos frente a temperatura

2. Efecto del diámetro de partícula.

La variación del diámetro de partícula incide de manera directa sobre el coeficiente global de transferencia de calor. Para el caso de partículas más pequeñas, éstas se empaquetan mejor dentro del lecho produciéndose un mejor contacto, aumentando la transferencia de calor por conducción, como se puede apreciar en la figura más abajo mostrada.

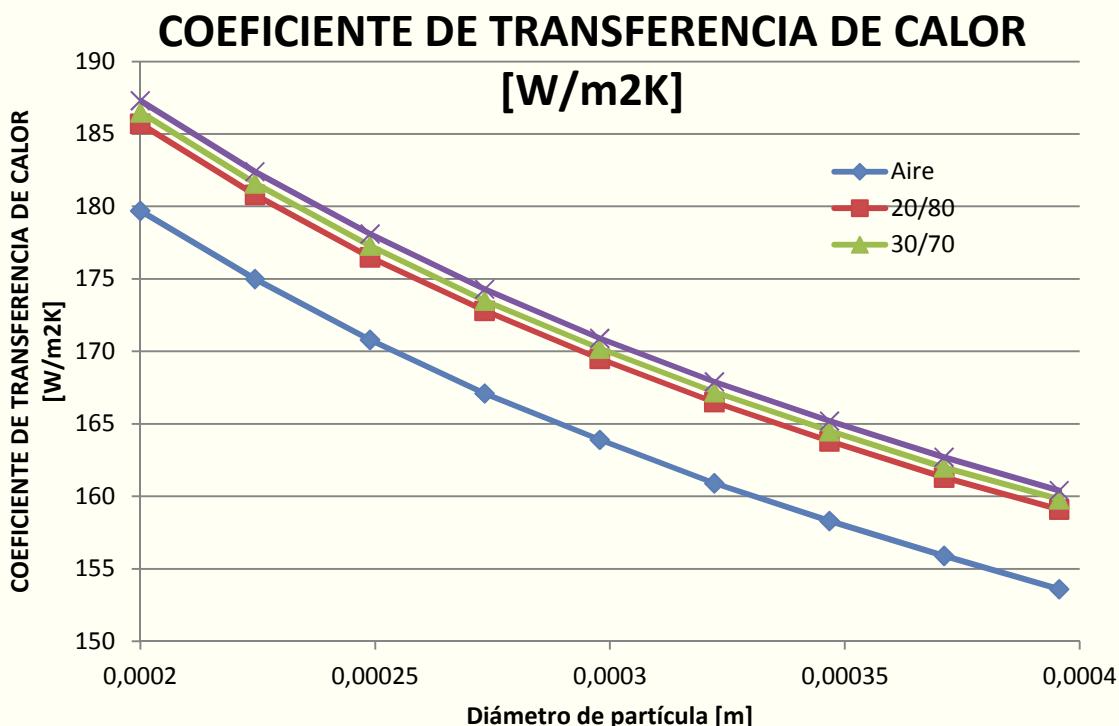
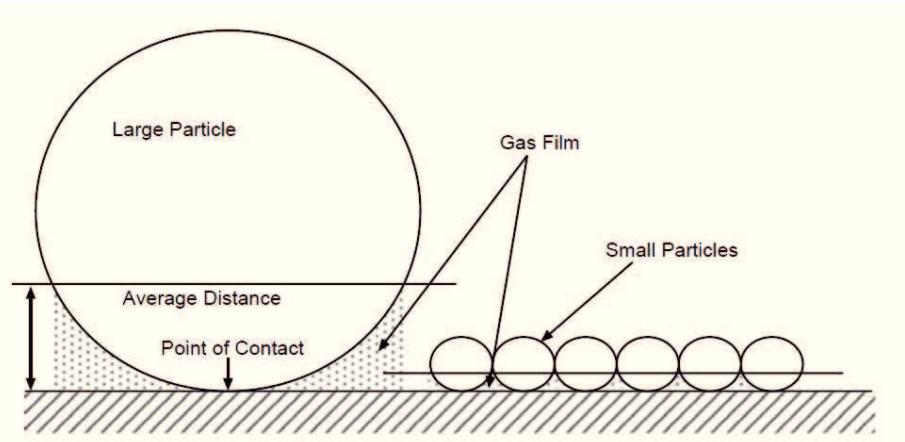


Figura 23. Coef. de transf. de calor frente a diámetro de partícula



En la siguiente figura se puede apreciar el mejor empaquetamiento de las partículas de menor tamaño, lo que propicia la existencia de una mayor superficie de contacto con la pared, y, en consecuencia, una mejor transferencia de calor.



5.4 Average distance between particle surface and tube surface.

Figura 24. Detalle de tamaño de partículas [6]

3. Efecto de la velocidad de transporte.

A continuación se muestra una parte muy importante del análisis de sensibilidad. La determinación de la velocidad de arrastre más adecuada para el lecho, en función de las necesidades de refrigeración o calefacción para mantener las condiciones de diseño.

La evolución es clara, a medida que se aumenta la velocidad de arrastre también se incrementa el calor a evacuar del lecho, debido a que la potencia también se ve incrementada. El gráfico mostrado corresponde a una temperatura de funcionamiento de 900°C, considerada de diseño.

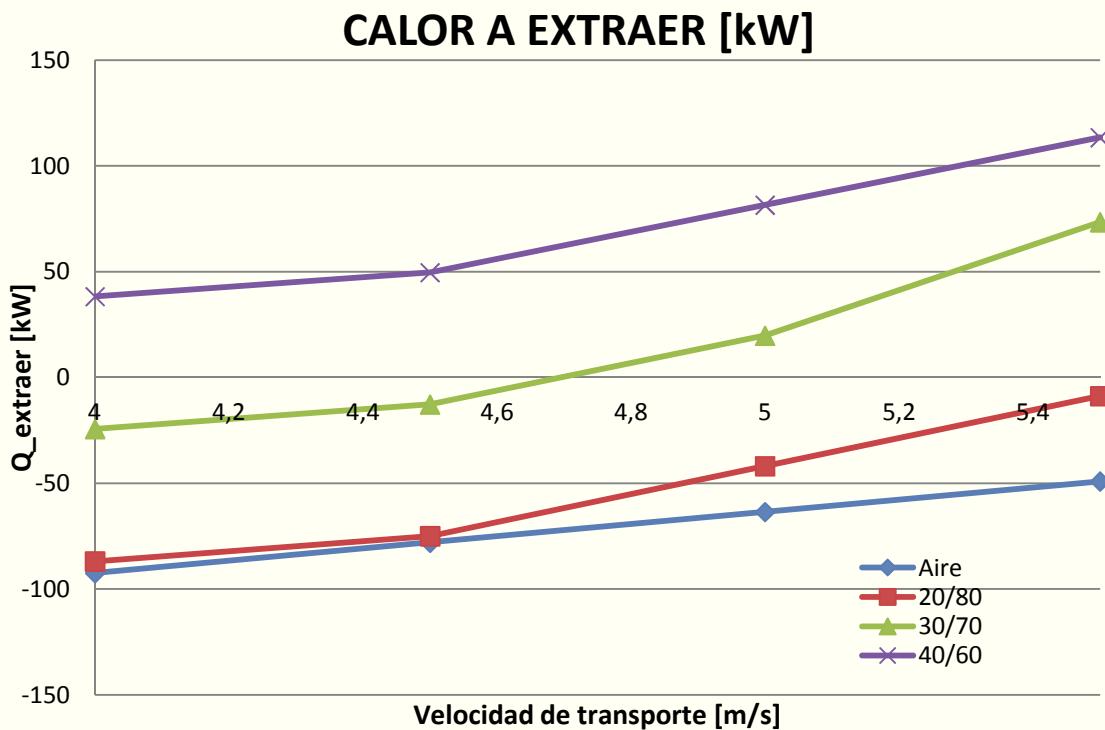


Figura 25. Calor a extraer frente a velocidad de transporte

En la siguiente tabla se observa el efecto de variar la velocidad de arrastre. Como dato de diseño, se ha optado por tomar 4,5 m/s. Se debe comentar que para velocidades superiores a 4,5 m/s el lecho adquiere características de fluidización rápida, en la que la fase densa prácticamente desaparece y existe una tasa alta de recirculación. Nos encontraríamos fuera de los rangos deseados de funcionamiento del lecho.

POT (kW) = 252 O2/CO2 = 40/60 %					
U_transp [m/s]	H_reactor (m)	h_lecho (W/m ² K)	Q_extraer (kW)	CO2 [%]	Gs [kg/m ² K]
3	3,6	262,8	74,87	100	34,11
3,5	4,2	243,1	46,95	100	46,81
4	4,8	228,1	38,33	99,59	59,68
4,5	5,4	216,1	49,73	95,25	72,69
5	6	206,3	81,65	91,76	85,78
5,5	6,6	198	134,4	88,91	98,95

Tabla 26. Análisis de sensibilidad en función de la velocidad del gas

A continuación se muestra un gráfico de barras en el que se informa de cuál es la velocidad de transporte que anula el calor a evacuar del lecho, para cada composición de combustible empleado. Para las situaciones mostradas, hipotéticamente no haría falta un sistema de refrigeración. En la práctica es totalmente imposible contemplar esta posibilidad, ya que se



ha supuesto que el lecho está dividido en dos zonas totalmente diferenciadas (fase densa y diluida) y que la temperatura es homogénea a lo largo de todo el lecho, lo cual tampoco es completamente cierto. En suma, los resultados mostrados son aproximados y corresponden a un modelo en el que se han realizado muchas hipótesis que lo simplifican. En la realidad se tienen muchas fuentes de error y existen pérdidas de calor muy difíciles de calcular.

Como se puede ver, cuanto mayor es la proporción de oxígeno en el comburente, menor es la velocidad que debemos darle al gas para alcanzar el régimen circulante y para no tener que refrigerar el lecho.

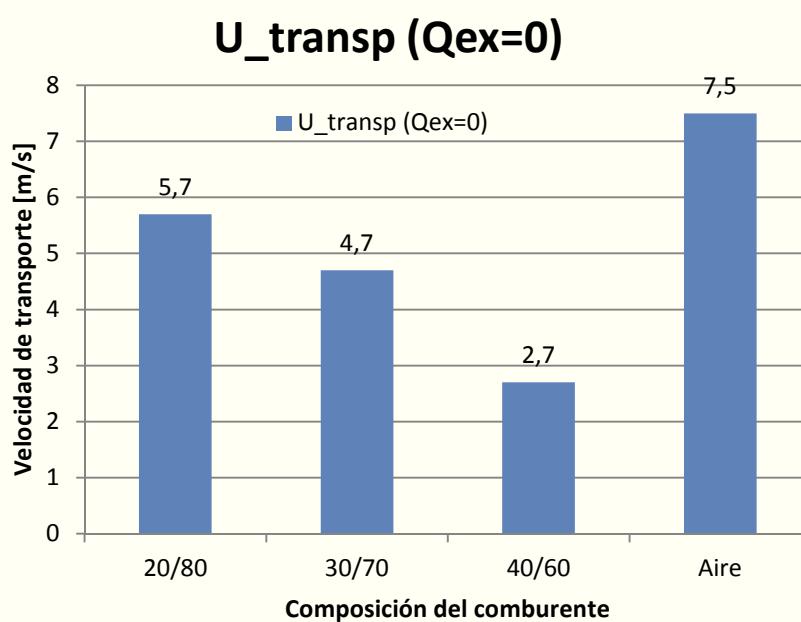


Figura 26. Velocidad de transporte para anular el calor a extraer

Según se ha explicado en el balance de energía, el coeficiente global de transferencia de calor está formado por los respectivos coeficientes de la fase densa y diluida. El coeficiente global del lecho es un promedio de ambos, según las alturas de sendas fases. Cabe destacar que el coeficiente de transferencia propio de la fase densa es apreciablemente mayor que el de la fase diluida.

En el siguiente gráfico se puede apreciar la evolución del coeficiente global de transferencia de calor frente a la velocidad de arrastre. Al aumentar la velocidad de transporte la altura de la fase densa disminuye, adquiriendo el lecho características de fluidización más rápida. Por tanto, al disminuir la fase densa, la aportación al coeficiente global de transferencia de calor se reduce, disminuyendo su valor final.

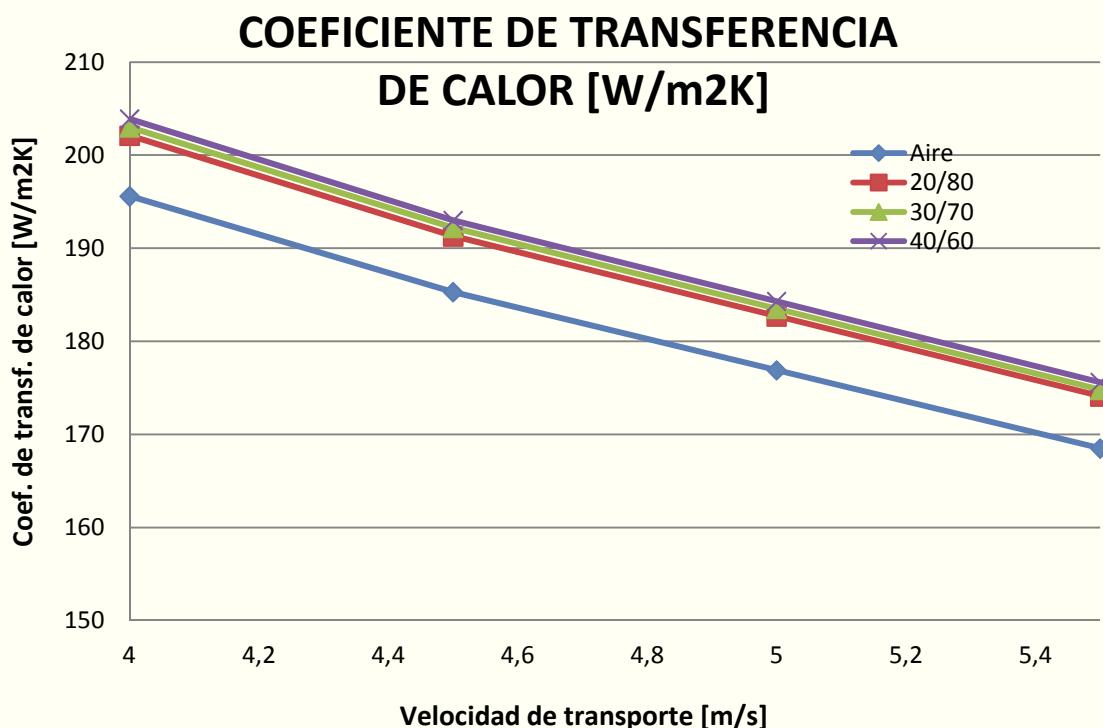


Figura 27. Coef. de transf. de calor frente a velocidad de transporte



DISEÑO DE UN LABORATORIO DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE

ANEXO III

DISEÑO DEL SISTEMA DE ALIMENTACIÓN DE COMBUSTIBLE



ANEXO III DISEÑO DEL SISTEMA DE ALIMENTACIÓN DE COMBUSTIBLE

DISEÑO DE LAS TOLVAS DE ALMACENAMIENTO

El diseño apropiado de una tolva varía tanto con las características propias de cada material, (densidad aparente, coeficiente de fricción interna entre granos de sólidos, coeficiente de fricción entre la pared y el sólido, entre otras) así como también con las condiciones en que este esté almacenado (granulometría, humedad, homogeneidad, etc). De la combinación estos parámetros dependen el tipo de flujo resultante que se presentan al abrir la tolva. En general, existen dos tipos de flujo de sólidos cuando un sólido se descarga de un silo: flujo en masa y flujo en conducto.

Para el caso de flujo en masa, el contenido total del silo está en movimiento durante la descarga y esto sólo es posible si las paredes de la tolva son de pendiente lo suficientemente agudas y relativamente lisas. Por el contrario, en el caso de flujo en conducto, sólo el sólido central, que se encuentra por arriba de la salida de la tolva, está en movimiento, mientras que el resto permanece inmóvil hasta que todo el sólido es descargado. Particularmente este tipo de flujo produce descargas erráticas y problemas de segregación de sólidos, lo cual hace imprecisa la estimación de la tasa de descarga de sólidos. Una descripción gráfica de ambos tipos de flujo se puede apreciar en la figura 28.

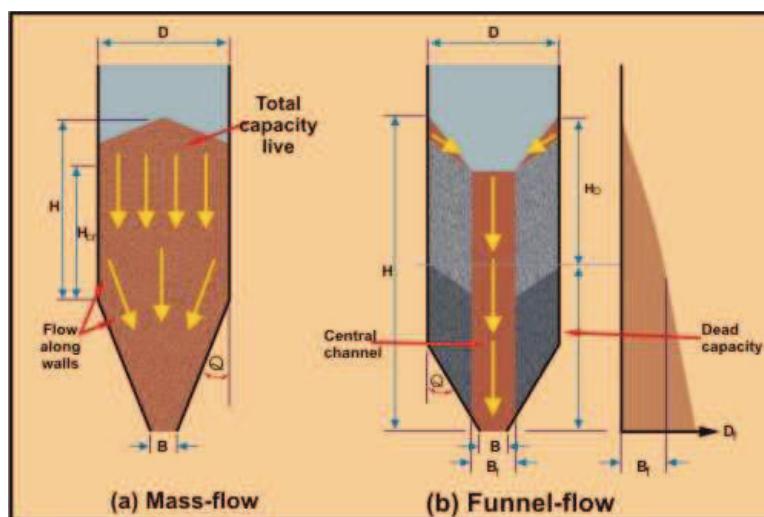


Figura 28. Diseño de tolvas

La importancia del tipo de flujo en una tolva es que éste determina la posibilidad de la combustión espontánea, en el caso de presentarse flujo en conducto. Se acepta de manera general que el carbón depositado es una de las principales causas para la combustión espontánea. A mayor tiempo el carbón permanece en un sitio estático, más susceptible es de producir una auto-ignición espontánea. Por lo tanto, la situación ideal es mantener solamente carbón fresco en los depósitos, un ambiente que se logra con un diseño para flujo masivo en el



silo. De esto se deriva la recomendación de descargar las tolvas al terminar la operación diaria de los equipos.

Una de las características esenciales del sistema de alimentación es la flexibilidad de la instalación, ya que además de tener que alimentar sólidos de características y comportamiento de flujo diferentes, es necesario poder alimentar sólidos en un amplio rango de flujos volumétricos

El esquema general del sistema de alimentación existente en la planta de oxicombustión el lecho fluido burbujeante consta de dos tolvas, cerradas para evitar la dispersión del material pulverulento, las cuales suministran sólidos a través de sus respectivos tornillos sinfín de precisión, acoplados a un motor con variador de frecuencia. Para evitar la formación de bóvedas en la parte inferior se instala en cada equipo un descolmatador. A continuación se describen las características principales de cada una de las tolvas existentes:

PROPIEDADES DE LAS TOLVAS

Capacidad máxima	200 L.	
Cuerpo superior	Dimensiones Altura	500x500 mm. 475 mm.
Cuerpo inferior	Altura	585 mm.
	Inclinación (sobre la vertical)	12°
Espesor	3 mm.	
Presión máxima	2 bar.	
Descolmatador (palas accionadas por el mismo motor que hace girar el tornillo sinfín de descarga)	4 palas 262 mm.de diámetro	
Entrada superior para introducir gases con el fin de presurizar la tolva. Presión máxima: 2 bar.		

A continuación se muestran los cálculos realizados que justifican la reutilización de las tolvas existentes. En primer lugar es necesario conocer las cantidades de materia que se requieren para las pruebas planificadas. Para ello, se hace necesario conocer las cantidades de carbón consumidas en un determinado periodo de tiempo. Se han analizado pruebas de duración de una a tres horas. Comentar que para un primer pre-diseño de las tolvas no se ha tenido en cuenta las necesidades de caliza.



Mediante el modelo EES diseñado se calcula el caudal de combustible máximo que debe ser introducido en el lecho. Corresponde con la potencia de diseño del reactor de 252 kW, relacionada con una proporción de O₂/CO₂ a la entrada de 40/60. Además, el carbón de diseño posee un PCI de 24009 kJ/kg. Con estos datos, el ratio de combustible a introducir en el lecho será:

$$\dot{m}_{cb} \left[\frac{kg}{s} \right] = \frac{Pot[kW]}{pci \left[\frac{kJ}{kg} \right]} = \frac{252}{24009} = 0,0105 \text{ kg/s}$$

Para una densidad aparente del carbón de 610 kg/m³, se tiene un caudal por hora de

$$\dot{m}_{cb} \left[\frac{L}{h} \right] = 0,0105 \left[\frac{kg}{s} \right] 3600 \left[\frac{s}{h} \right] \frac{1}{610} \left[\frac{m^3}{kg} \right] 1000 \left[\frac{L}{m^3} \right] = 62 \text{ L/h}$$

El carbón de diseño es el mismo que se emplea en la planta existente, cuyo PCI es de 24009 kJ/kg. Para carbones de menor poder calorífico el caudal de combustible a la entrada aumentará, ya que se deben satisfacer las necesidades de potencia de diseño. Por ello, se adopta **70 L/h** como caudal volumétrico de diseño, tanto para comprobar la validez de las tolvas actuales como para diseñar los nuevos tornillos sinfín necesarios.

Por tanto, las características propias del carbón a emplear, (densidad aparente, coeficiente de fricción interna entre granos de sólidos, coeficiente de fricción entre la pared y el sólido, entre otras) así como también con las condiciones en que este esté almacenado (granulometría, humedad, homogeneidad, etc) son las mismas que sirvieron de diseño para las tolvas existentes. Por lo que, desde este punto de vista, se pueden reutilizar en la nueva planta.

El parámetro más importante, que debe ser validado es la capacidad máxima de cada una de las tolvas. Hay que comprobar que dicha capacidad sea suficiente para un determinado número de horas de funcionamiento de las pruebas. Se han analizado pruebas de una a cinco horas de duración.

Horas por prueba	Necesidad de almacenamiento
1 h.	70 L.
2 h.	140 L.
3 h.	210 L.
4 h.	280 L.
5 h.	350 L.

Tabla 27. Necesidades de almacenamiento de combustible



Para pruebas de aproximadamente 3 horas de duración bastaría con emplear una de las dos tolvas, pero para un funcionamiento más holgado de las mismas, sería interesante emplear ambas a la vez. Sin embargo, para pruebas de mayor duración, sería necesario utilizar también ambos equipos. Hay que destacar que, para un funcionamiento definitivo, se deben añadir las necesidades de caliza; por ello sería recomendable no alargar las pruebas más de 4 horas.

A la hora de determinar la duración de las pruebas, se debe tener en cuenta que el sistema de alimentación de gases es el equipo más restrictivo. Ya que para mantener los 4,5 m/s de velocidad de diseño de forma continua, las pruebas deben ser de una duración máxima de 2 horas. En el apartado Diseño de Alimentación de Comburente de la Memoria del presente proyecto se explica de manera más detallada este aspecto.

Por tanto, a la vista de los resultados obtenidos, se puede afirmar que las tolvas de almacenamiento existente son válidas para el nuevo laboratorio de oxicombustión en lecho fluido circulante.

DISEÑO DE LOS TORNILLOS SÍNFÍN DE DESCARGA

Para la descarga y transporte de sólidos desde el recipiente de almacenaje hasta la alimentación al reactor existen diversidad de equipos, cuya selección depende de las condiciones de operación, características del sólido y distancia a recorrer. Entre los equipos normalmente utilizados para el transporte de sólidos están las cintas transportadoras, los tornillos sinfín, las válvulas rotativas y los equipos de transporte neumático.

El tornillo sinfín es un elemento de transporte y alimentación, cerrado, idóneo para la descarga de elementos finos y pulverulentos con alta probabilidad de generar atmósferas explosivas. Los tornillos sinfín son equipos de transporte volumétricos, que suministran una determinada cantidad de volumen de material en función del paso del tornillo, del área de barrida por la espiral o hélice y la velocidad de avance del tornillo. Para calcular el flujo másico alimentado se aplica la siguiente ecuación:

$$Q \left[\frac{m^3}{s} \right] = \frac{\phi \cdot S \cdot n \cdot \pi \cdot (D^2 - d^2)}{60 \cdot 4} \quad (4)$$

ϕ , el coeficiente de llenado, que para el caso de bajas revoluciones es alto.

S, paso de tornillo o distancia que separa dos hélices consecutivas

n, número de revoluciones por minuto,

$$\frac{\pi \cdot (D^2 - d^2)}{4}, \text{ área libre entre las hélices y el eje del tornillo transportador}$$

Los tornillos pueden emplearse para dos usos particulares, como tornillos de descarga de las tolvas (dosificadores) o como tornillos de transporte. Para el caso de tornillos de descarga el volumen entre las hélices del tornillo y el eje se considera completamente lleno, por lo que el



coeficiente de llenado para el diseño debe tomarse como 1, mientras que para el empleo de tornillos de transporte el coeficiente de llenado será siempre menor que la unidad.

Para el caso de tornillos sinfín se considera apropiado su uso para descargar las tolvas con salidas largas, como por ejemplo, las tolvas de lados paralelos, asegurando flujo en masa.

Entre las consideraciones técnicas a tener presentes a la hora de diseñar un tornillo sinfín se tienen: utilizar artesas en forma de U o cilíndricas, operar a velocidades entre 2 y 40 rpm, permitir una pulgada de diámetro entre el tornillo y la artesa, y con relación a los materiales, emplear superficie pulida para las hélices del tornillo y rugosa para la artesa.

Por lo general los tornillos se diseñan con paso constante, siendo dicho paso igual al diámetro del tornillo, aunque este tipo de diseño no es adecuado cuando se emplean para descargar tolvas con flujo en masa. La clave en el diseño de un tornillo sinfín cuando este equipo se emplea además de para alimentar otro sistema, para descargar una tolva, reside en incrementar su capacidad de transporte en la dirección de avance del tornillo. De este modo se asegura que el material se descarga en toda apertura de la tolva y no se genera ningún tipo de acumulación o estancamiento que pueda derivar en la formación de bóvedas o en flujo de descarga distinto al de diseño. Para lograrlo esta descarga uniforme se puede incrementar el diámetro de la hélice del tornillo, aumentar el paso del tornillo y disminuir el diámetro del tornillo.

En la fabricación de un tornillo de paso variable, la dimensión mínima del paso no debería ser inferior a un tercio del diámetro del tornillo para evitar que en los primeros pasos se compacte material. De la misma forma, la dimensión máxima no debería ser mayor que el diámetro del tornillo, ya que en otro caso, el material tendería a rotar con la hélice más que avanzar, lo que disminuiría la eficiencia del tornillo. En general, el tamaño de paso óptimo para un tornillo sinfín de paso variable está determinado por el ángulo de fricción interna del sólido y el ángulo de fricción sólido-pared, el cual implica un coeficiente de llenado cercano a la unidad. Para un determinado sólido, en un tornillo sinfín de 200 mm de diámetro, la relación de diámetro del tornillo a mínimo *pitch* recomendado es de 3, mientras que la relación de diámetro del tornillo a *pitch* óptimo, cuando se logra un factor de llenado cercano a la unidad, es de aproximadamente uno, es decir, el *pitch* óptimo vale aproximadamente el diámetro del tornillo. El valor de mínimo *pitch* oscila entre 15 y 47 mm para diferentes ángulos de fricción interna de sólido y de pared.

A continuación se presentan las consideraciones y evoluciones realizadas para obtener el dimensionado del tornillo sinfín para ambas tolvas.

El dimensionado de los tornillos sinfín (dosificadores) consiste en definir las características de diámetro del tornillo, diámetro del eje y tamaño de paso para un flujo promedio de descarga de sólido, a una velocidad de giro apropiada. De la misma forma es necesario evaluar los requerimientos de flujo de sólidos a condiciones extremas de máximo y mínimo flujo, a través de la evaluación del número de revoluciones a las que girará el motor. A velocidades de operación por debajo de 5 rpm es difícil obtener una descarga de sólido continua.



Como ya se ha mostrado anteriormente en el diseño de las tolvas, se ha tomado como caudal de combustible de diseño 70 L/h. Para el dimensionado de los tornillos sifón de descarga se toma el mismo valor de diseño. Ya que se considera como situación crítica aquella en la que se deban satisfacer las necesidades de potencia máxima (252 kW) con una sola tolva en funcionamiento, es decir, con un solo tornillo.

Los tornillos de descarga existentes dan un caudal mínimo de 3 L/h y un máximo de 20 L/h. Por tanto, se puede afirmar con seguridad que no se pueden reutilizar para la nueva planta, ya que el caudal máximo permitido por los tornillos es bastante inferior a las nuevas necesidades de alimentación del lecho. Por ello, se realiza un nuevo diseño de los tornillos de descarga de las tolvas.

Para desplazar el caudal de combustible requerido se estudió el comportamiento de la ecuación mostrada más arriba con diferentes valores de diámetro de tornillo y eje, además del tamaño del paso, siguiendo la recomendación de que el tamaño del paso mínimo fuese al menos un tercio del diámetro del tornillo. De acuerdo con los resultados de esta evaluación, se han estimado las dimensiones de los parámetros claves tal y como se muestra en la siguiente tabla, tomando un coeficiente de llenado igual a la unidad.

Características	
Diámetro de la artesa, mm	80
Diámetro del tornillo, mm	70
Diámetro del eje, mm	35
Paso (S), mm	30
Coeficiente de llenado, as	1
Longitud, mm	780

Dimensiones de los tornillos sifón de descarga.

Para ver las dimensiones de forma más detallada se adjuntan una serie de planos en el Anexo XI.

Estimadas las dimensiones generales de ambos tornillos, se evaluó la velocidad de giro de los tornillos para las diferentes condiciones de operación, incluyendo las críticas. En la siguiente tabla se muestran los resultados de velocidad de rotación del motor tanto para las condiciones de caudal mínimo como de caudal máximo. El mínimo caudal de alimentación se dará para oxicombustión con una proporción de O₂/CO₂ a la entrada de 20/80, que corresponde con una potencia de 126 kW.

$$Pot = 126 \text{ kW} \rightarrow \dot{m}_{cb} = 0.0053 \frac{kg}{s} \rightarrow 30 \frac{L}{h} \text{ de combustible}$$

La situación más restrictiva se tendría cuando se operase con las dos tolvas en funcionamiento. En ese caso el caudal de combustible sería la mitad, 15 L/h.



CONDICIÓN DE OPERACIÓN	Caudal de cb.	Rpm del motor
Caudal mínimo. 20/80 de O ₂ /CO ₂ Pot = 126 kW	15 L/h	3
Caudal máximo. 40/60 de O ₂ /CO ₂ Pot = 252 kW	70 L/h	15

Como se puede ver, se tiene un rango de funcionamiento posible desde 3 hasta **15 rpm**. Trabajar a revoluciones muy bajas puede dar problemas en la descarga de las tolvas. En cualquier caso se trata de una situación puntual entre todo el rango de funcionamiento analizado.

Además, hay que considerar un aspecto mencionado anteriormente, como lo es la cantidad adicional de caliza que debe añadirse al reactor para compensar la salida de caliza sin reaccionar que saldrá del lecho junto con las cenizas. Si bien dicha cantidad se desconoce, y sólo se podrá conocer con certeza durante la operación del sistema de evacuación de cenizas, se estima que esa cantidades adicionales de caliza para mantener el lecho a una altura determinada durante todo la prueba, aumentarán el flujo de caliza al reactor y por lo tanto las revoluciones a las que debe girar el tornillo dosificador, operando de esta forma en una condición de velocidad más segura para la descarga uniforme de sólido.

Para un diseño definitivo, se propone la selección de un tornillo con paso variable, siendo el paso de diseño mínimo el expuesto anteriormente, 30 mm en la zona de salida de la tolva. Mientras que se aumenta progresivamente hasta los 60 mm en el extremo de descarga. En un primer pre-diseño, se adopta un tornillo de paso constante de 30 mm.

Para el accionamiento de ambos tornillos de descarga, en la planta existente se dispone de un motorreductor de 0,25 kW, 400 V, 1000 rpm, IP-55 (protección que permite la entrada de polvo en cantidades no perjudiciales y protege el motor de un chorro de agua procedente de cualquier dirección) y aislamiento clase H, modelo SEW KA57B DT71D6, sobre el que se actúa con un variador de frecuencia MOVITRAC C-31C. Éste último equipo se conecta al autómata de la planta, mediante el que se realiza el control de la misma. La característica principal de este último equipo es que da frecuencias de salida en un rango de 0 – 400 Hz. Además, el motor de accionamiento puede funcionar entre 6 – 880 rpm. Todo ello permite operar a los tornillos de descarga en un amplio rango de velocidades de giro.

Por tanto, se puede afirmar que la reutilización del sistema de accionamiento existente para los tornillos de descarga es **viable técnicamente**. A continuación se muestran las características de los dos equipos citados:



MOTORREDUCTOR DE LOS TORNILLOS DE DESCARGA

Velocidad [r/min] : 880 / 6.1	Índice reducción total [I] : 145,14
Par de salida [Nm] : 395	Factor de servicio A FB : 1,50
Posición de montaje IM : A indicar en el pedido	Pos. caja bornas/Entr. cables : Indicar con el pedido
Lubricante / Cantidad [L] : CLP 220 Aceite mineral	Eje hueco : 40 mm
Ejecución reductor : Con patas y eje hueco	Despiece : 33253399
Potencia Motor (kW) : 0.25	Tipo de servicio S1,S3-S10 [%] : S1
Frecuencia del motor [Hz] : 50	Tensión motor [V] / Conexión : 230/400 Triángulo / Estrella
Esquema de conexiones : DT13 / 087980576	Corriente nominal [A] : 1,48 / 0,85
Cos phi : 0,72	Tipo aislamiento / IP : H / 55
Despiece : 088221287	

Tabla 28. Características del motor de los tornillos de descarga

VARIADOR DE FRECUENCIA

Type/size : MC31C005-503-4-00	System : FREQUENCY INVERTER
Input voltage V : 3X380-500 +/-10%	Frequency input Hz : 50-60 +/-5%
Input current at 400V : 1,6 A	Output voltage V : MAX.U/MAINS
Frequency output Hz : 0 - 400	Output current at 400V : 2,0 A
Motor power const. : 0,55 KW	Motor power squared : 0,75 KW

Tabla 29. Características del variador de frecuencia

DISEÑO DEL TORNILLO SINFÍN DE ALIMENTACIÓN

El sistema de alimentación de sólidos tiene la función de transportar los sólidos suministrados por los tornillos sinfín, homogenizarlos y llevarlos hasta el reactor, particularmente descargándolos dentro del lecho.

El sistema de alimentación de combustible contemplado constará de un tornillo sinfín de paso fijo, perpendicular a la descarga de los tornillos dosificadores, que girará a altas revoluciones (10-30 rpm), y será capaz de recibir los sólidos dosificados desde ambas tolvas, ya que el coeficiente de llenado será en cualquier momento muy bajo. Como factor de llenado de diseño se ha considerado un valor de 0,30, el cual permitirá transportar sin problemas el flujo de



sólidos cuantificado en cualquier momento por los tornillos dosificadores. Las dimensiones características del tornillo sinfín se agrupan en la siguiente tabla.

Características	
Diámetro de la artesa, mm	80
Diámetro del tornillo, mm	70
Diámetro del eje, mm	35
Paso (S), mm	50
Coeficiente de llenado, as	0,3
Longitud, mm	1880

Dimensiones del tornillo sinfín de transporte.

Hay que destacar que las dimensiones diseñadas son similares a los dos tornillos de descarga de las tolvas, con la salvedad de que el paso es mucho mayor, y el factor de llenado mucho menor a la unidad.

La evaluación de las velocidades de giro de este tornillo indica que deberá girar a **20 rpm** para alimentar al lecho en la situación de máximo caudal. El mezclado de los sólidos procedente de ambos tornillos dosificadores se realizará directamente durante el desplazamiento de los sólidos, longitud que alcanza unos 700 mm desde que ambos sólidos se encuentran en el viaje hacia el reactor.

El tornillo dispone de una cámara de refrigeración en la parte más cercana al lecho para evitar un exceso de temperatura en su interior que pudiera provocar una combustión en el interior del tornillo. La cámara, tendrá una longitud de aproximadamente 600 mm. En su interior posee una espira por la que circula en agua que va a refrigerar el interior del tornillo. El agua entra por el orificio inferior de la cámara, que está situado más cerca de las tolvas, y sale por el orificio superior, que está junto a la entrada del lecho.

La descarga del combustible en el interior del lecho se realiza en el centro de éste, ya que tanto la artesa como el tornillo se introducen aproximadamente 60 mm en el lecho. Esta descarga es una descarga frontal. También se contempla la posibilidad de inyectar una corriente de inerte, como por ejemplo CO₂, que permita arrastrar la corriente de sólido hacia el interior del reactor y evite el ascenso de partículas de lecho hacia dentro del sistema de alimentación.

De la misma forma que se ha procedido con el motor de accionamiento de los tornillos de descarga, se intentará reutilizar el motor de accionamiento del tornillo de alimentación existente. Para ello, se debe fijar el paso de tal forma que se obtenga una velocidad fija de giro, similar a la de trabajo del motor existente: 32 rpm.

Por tanto, con las dimensiones marcadas en la tabla anterior y fijando la velocidad de giro a 32 rpm, se debe emplear un tornillo con un paso de aproximadamente **50 mm**.

A continuación se muestra un dibujo esquemático de la instalación. Para comprobar de manera más detallada las dimensiones de los nuevos tornillos sinfín diseñados ver el Anexo XI Planos.

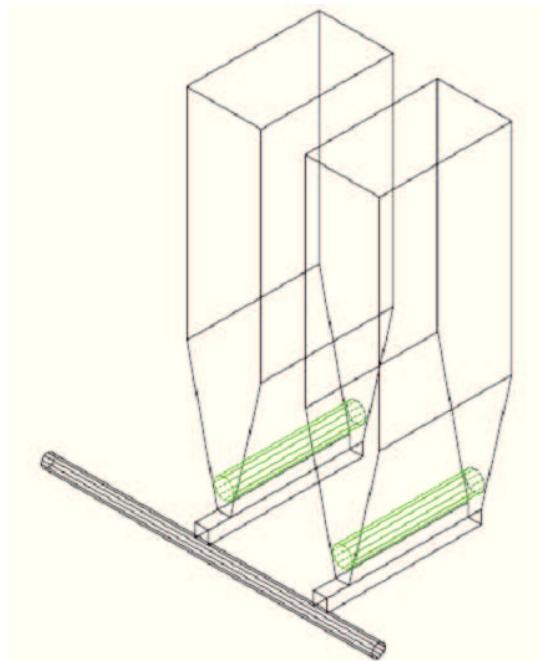


Figura 29. Esquema del sistema de alimentación de combustible



DISEÑO DE UN LABORATORIO DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE

ANEXO IV

DISEÑO DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN



ANEXO IV DISEÑO DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN

REFRIGERACIÓN POR BAYONETAS DE AGUA

La primera opción que se pensó para refrigerar la parte inferior del lecho fue mediante la inserción de varias bayonetas en la zona densa del mismo, donde se tienen las mayores necesidades de refrigeración.

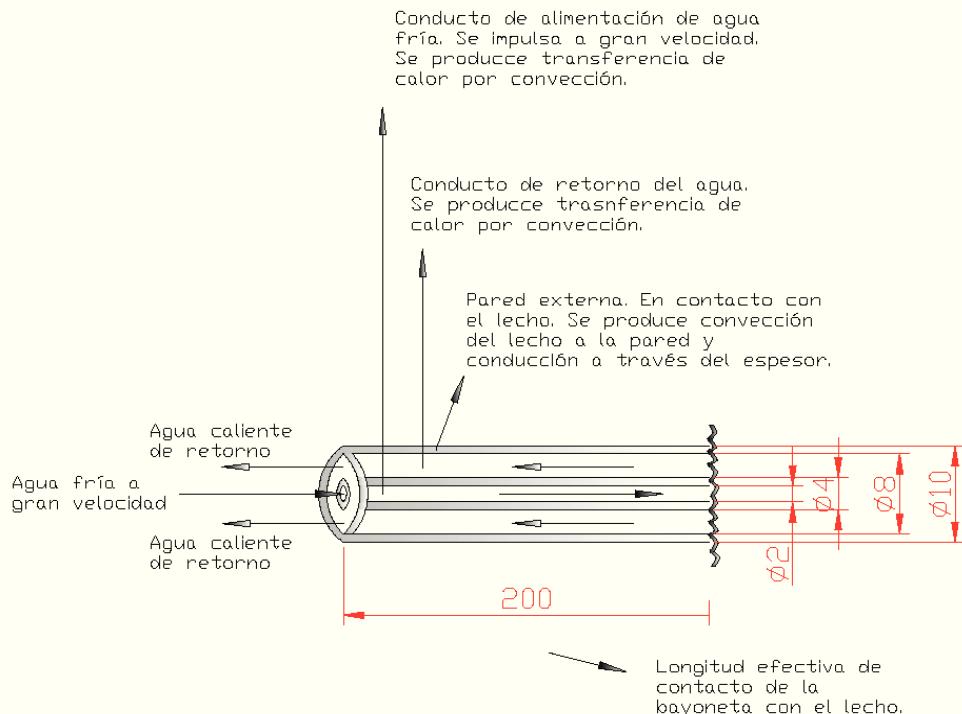
Cada bayoneta consiste en un tubo cilíndrico dentro del que se introduce otro nuevo tubo de manera concéntrica y de menor diámetro. Por el conducto más interior se impulsa agua a gran velocidad, de forma que en el momento que el caudal alcanza el extremo de la bayoneta, adquiere un régimen muy turbulento. El agua se introduce a gran velocidad con el objetivo de que no varíe su temperatura en el recorrido de entrada a la bayoneta.

Una vez que se alcanza el fondo de la bayoneta, el agua retorna mediante el hueco existente entre ambos tubos concéntricos. Es en este momento cuando el agua se va calentando progresivamente, debido a la transferencia de calor desde el lecho. En este punto es importante comentar que se han considerado bayonetas sin vaporización de agua, es decir, el agua retorna en estado líquido.

Existen múltiples parámetros interrelacionados que determinan el buen diseño de las bayonetas. En primer lugar se tienen parámetros geométricos, se trata de saber determinar correctamente cuáles son las dimensiones de la bayoneta. Teniendo en cuenta que el reactor es de 10 cm de diámetro, se ha decidido introducir bayonetas de forma inclinada en la parte inferior del lecho, con una longitud efectiva de 20 cm. Ambos tubos serán de acero de 1 mm de espesor. El diámetro total de la bayoneta será de 10 mm, con lo que el diámetro interno del tubo exterior será de 8 mm. Mientras que el tubo interior tendrá un diámetro interno de 2 mm, por el que se impulsa el agua a gran velocidad.

Por otro lado, se tienen parámetros como la temperatura de entrada y salida del agua de refrigeración, así como el caudal de agua a introducir. Fijando la potencia que se desea disipar y algún que otro parámetro de los comentados, se puede diseñar el sistema de refrigeración del lecho.

Se ha realizado un modelo en EES, Anexo X programa 5, con todos los parámetros mencionados, en el que se desarrollan las ecuaciones de transferencia de calor y balances energéticos correspondientes.



Detalle de una bayoneta de refrigeración

Tanto la conducción como la convección son los dos mecanismos de transferencia de calor que predominan. En primer lugar se tienen una convección entre la zona interior del lecho y la pared de la bayoneta. A continuación existe transferencia de calor por conducción en la pared externa de la bayoneta. Posteriormente se produce un calentamiento de agua de refrigeración por convección en el camino de retorno del agua hacia el exterior de la bayoneta. Finalmente, existe conducción en la pared del tubo interno y convección en el agua fría de alimentación.

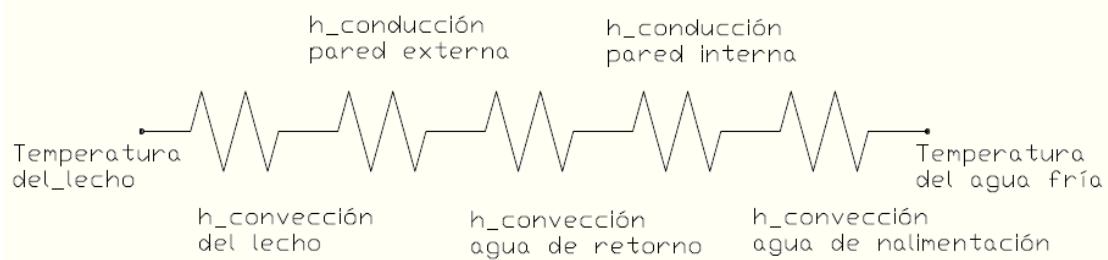


Figura 30. Detalle de resistencias térmicas



Se tiene, por tanto, cinco resistencias térmicas en serie que se oponen a la transferencia de calor entre el lecho y el agua fría de refrigeración. Se trata, por tanto, de calcular la resistencia térmica total, para posteriormente aplicar la siguiente ecuación:

$$Q_{extraer}[kW] = \frac{T_{lecho} - T_{agua\ media}}{R_{térmica\ total}} 1000$$

Donde la temperatura del lecho son los 900°C de diseño y la temperatura media del agua es la media aritmética entre las temperaturas de entrada y salida del agua. Se trata, por tanto, de calcular la resistencia térmica total, que se rige por las ecuaciones de transferencia de calor que a continuación se exponen.

- Convección del lecho.

Para el cálculo de la resistencia por convección del lecho se emplea la siguiente correlación:

$$R_{convección_{lecho}} = \frac{1}{h_{lecho} \cdot A_{lateral}}$$

Donde h_{lecho} es el coeficiente de transferencia de calor del lecho calculado en el balance de energía del lecho. Para la fase densa es de aproximadamente 600 W/m²K. Y $A_{lateral}$ corresponde con el área lateral de la bayoneta en contacto con el exterior.

- Conducción en las paredes interna y externa.

El método de cálculo de la resistencia térmica a la conducción es el mismo para ambas paredes. Conociendo los diámetros de ambos tubos, sus grosos, así como la longitud de la bayoneta considerada y la conductividad del acero, se obtiene la resistencia térmica de la siguiente manera:

$$R_{conducción} = \frac{\ln \frac{D_{ex}}{D_{in}}}{2\pi L_{bayoneta} K_{acero}}$$

- Convección de los flujos de agua.

El proceso de cálculo de la resistencia térmica a la convección es el mismo para el flujo de alimentación de agua fría como para el agua de retorno.

Se debe aplicar la siguiente correlación para flujo turbulento (Dittus-Boelter):

$$Nu_{agua} = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4}$$

Para posteriormente obtener el coeficiente de transferencia de calor según:

$$Nu_{agua} = \frac{h_{convección_{agua}} D_h}{K_{agua}}$$

Donde D_h y K_{agua} son el diámetro hidráulico y la conductividad del agua respectivamente. Finalmente, la resistencia térmica a la convección del agua se calcula mediante:



$$R_{convección_{lagua}} = \frac{1}{h_{convección_{agua}} \cdot A_{lateral}}$$

Donde $A_{lateral}$ será el área lateral de contacto, dependiendo si estamos analizando el flujo de retorno (con un mayor diámetro) y el flujo de alimentación.

Los parámetros fijados para el modelo EES implementados son los siguientes:

PARÁMETROS FIJOS DE LAS BAYONETAS	
h_{lecho} [W/m ² K]	600
K_{acero} [W/mK]	16,3
T_{lecho} [°C]	900
$T_{entrada}$ [°C]	20
m_{agua} [kg/s]	0,01
$D_{tubo_{exterior}}$ [mm]	10
$D_{tubo_{interior}}$ [mm]	4
Espesor de los tubos [mm]	1
$Longitud_{bayoneta}$ [cm]	20

Tabla 30. Parámetros fijos de las bayonetas

A continuación se muestran los resultados obtenidos. El dato más importante a tener en cuenta es el calor que puede extraer cada bayoneta. Para los datos de entrada mostrados, cada bayoneta tiene la capacidad de refrigerar 1,8 kW.



RESULTADOS DE LAS BAYOENTAS

$h_{convección_{agua_{alimentación}}}$ [W/m ² K]	16300
$h_{convección_{agua_{retorno}}}$ [W/m ² K]	1740
$R_{conducción_{exterior}}$ [K/W]	0,011
$R_{conducción_{interior}}$ [K/W]	0,034
$R_{convección_{lecho}}$ [K/W]	0,265
$R_{convección_{agua_{alimentación}}}$ [K/W]	0,048
$R_{convección_{agua_{retorno}}}$ [K/W]	0,114
$R_{térmica_{total}}$ [K/W]	0,473
$T_{agua_{salida}}$ [°C]	63
$Calor_{extraer_{bayoenta}}$ [kW]	1,8

Tabla 31. Características de las bayonetas

Hay que tener en cuenta que para las condiciones más críticas existe la necesidad de refrigerarar un total de 50 kW, que corresponde con un funcionamiento a potencia nominal, 252 kW. Por tanto, a primera vista se necesitarían aproximadamente 28 bayonetas como las diseñadas para refrigerar el lecho. Lo cual es imposible.

En este punto existen varias alternativas para aumentar la capacidad de refrigeración de cada bayoneta. Principalmente se trata de modificar las dimensiones de las mismas, intentando que haya una mayor superficie de intercambio. Esta opción no es muy viable ya que introducir bayonetas de mayor grosor y más largas en un reactor de 10 cm de diámetro produciría problemas de tipo fluidodinámico, siendo muy difícil mantener el régimen circulante.

Por tanto, a la vista de estas conclusiones, existe la necesidad de recurrir a otro método de refrigeración, con una mayor capacidad de extracción de calor. Se recurre a emplear un encamisado de agua en la parte inferior del lecho. Como complemento, se sugiere la posibilidad de introducir un par de bayonetas como las diseñadas, para refrigerar el lecho para menores potencias de funcionamiento.



REFRIGERACIÓN POR CAMISAS DE AGUA

La refrigeración principal del lecho se realizará mediante un encamisado de agua alrededor del reactor. Se asume que el reactor de lecho fluido está construido con acero refractario de 15 mm de espesor y que el encamisado de agua contará con un espesor de 20 mm. Se ha realizado un modelo en EES, Anexo 5 programa 6, con el que se diseña la instalación completa. En este modelo se han integrado las ecuaciones para el cálculo de las resistencias térmicas desde el interior del lecho fluido hasta el encamisado de agua, incluyendo las correlaciones de necesarias para calcular los coeficientes de transferencia de calor, el cálculo del calor que se puede evacuar y algunas hipótesis para simplificar los cálculos.

El proceso de cálculo de los parámetros de transferencia de calor es similar al realizado para las bayonetas. Sin embargo, en este caso se tiene una superficie de contacto mucho mayor, que rodea toda la parte inferior del lecho, siendo la altura del encamisado un parámetro de diseño. Por ello, la capacidad de refrigeración de esta opción es mucho mayor que la opción anteriormente expuesta. En el Anexo 5 programa 6, se muestran las ecuaciones empleadas. En este apartado no se realiza una descripción detallada de las mismas, puesto que las correlaciones que gobiernan la transferencia de calor son similares a las empleadas en el cálculo del sistema de refrigeración por bayonetas. Pero sí se muestran los resultados obtenidos.

Los parámetros más importantes a determinar son la altura y el espesor del encamisado. En un primer cálculo, se fija el calor a extraer a 50 kW, que es el dato crítico de diseño. También se fija la altura de refrigeración a 60 cm, ya que es un valor considerablemente superior a la altura de la fase densa, 33 cm. dejándose un margen de refrigeración hasta los citados 60 cm. A partir de estos parámetros de entrada, se obtiene el espesor que debe tener el encamisado para refrigerar los 50 kW, obteniéndose un espesor de 11 mm. Para todos los análisis que se muestran en este documento, se han mantenido unas temperaturas de entrada y salida del agua del encamisado de 30 y 70 °C respectivamente.

Sin embargo, a continuación se muestra un análisis paramétrico para determinar el espesor y la altura de refrigeración óptimos. Para ello, se ha realizado un análisis de sensibilidad del espesor del encamisado para varias alturas de refrigeración. El objetivo, es determinar los valores de estos dos parámetros de manera que siempre se puedan refrigerar, como mínimo, 50 kW.



Los resultados obtenidos son los siguientes:

Altura de refriger. = 0,6 m		Altura de refriger. = 0,7 m		Altura de refriger. = 0,8 m	
Espesor del encamisado [mm]	Calor a extraer [kW]	Espesor del encamisado [mm]	Calor a extraer [kW]	Espesor del encamisado [mm]	Calor a extraer [kW]
0,005	59,54	0,005	70,44	0,005	81,37
0,006	58,06	0,006	68,91	0,006	79,79
0,007	56,58	0,007	67,37	0,007	78,2
0,008	55,1	0,008	65,83	0,008	76,6
0,009	53,62	0,009	64,28	0,009	75
0,01	52,14	0,01	62,74	0,01	73,4
0,011	50,67	0,011	61,19	0,011	71,8
0,012	49,19	0,012	59,65	0,012	70,19
0,013	47,73	0,013	58,11	0,013	68,59
0,014	46,26	0,014	56,57	0,014	66,98
0,015	44,81	0,015	55,03	0,015	65,38
0,016	43,36	0,016	53,5	0,016	63,78
0,017	41,92	0,017	51,98	0,017	62,18
0,018	40,49	0,018	50,46	0,018	60,58
0,019	39,07	0,019	48,94	0,019	58,99
0,02	37,67	0,02	47,44	0,02	57,4

Tabla 32. Altura de las camisas de refrigeración

A la vista de los resultados obtenidos se escogen, a priori, como parámetros de diseño una altura de refrigeración de 70 cm y un espesor de las camisas de 15 cm.



A continuación se muestra otro análisis realizado, en el que en función de la temperatura de entrada del comburente se obtiene la potencia necesaria de refrigeración. Dicho análisis se ha realizado para una composición del comburente de 40/60 de O₂/CO₂, que corresponde con el caso más crítico, de mayor potencia nominal. También se ha fijado el espesor del encamisado y la altura de refrigeración a 15 mm y 70 cm respectivamente. El objetivo es estudiar la viabilidad del encamisado de agua diseñado ante distintas temperatura de entrada del comburente

La temperatura de diseño de entrada del comburente es de 400 °C. En el siguiente análisis se varía dicho valor entre 200 y 800 °C.

Las necesidades de refrigeración para las distintas temperaturas de entrada del comburente son las siguientes:

Temperatura del comburente [°C]	Calor a extraer [kW]
200	46,26
300	47,99
400	49,73
500	51,47
600	53,21
700	54,94

Tabla 33. Refrigeración en función de la temperatura de los gases

Como se puede comprobar, el encamisado de diseño, de 15 mm de espesor y 70 cm de altura cubre la totalidad de casos. La potencia máxima que se puede extraer es de 55 kW, que coincide justamente con la necesidad de refrigeración para 700 °C de temperatura de los gases de entrada. Cabe destacar que el precalentamiento de los gases se realiza con resistencias eléctricas, que han sido diseñadas para precalentar los gases hasta 400 °C.

A continuación se muestra un último análisis, con el objetivo de validar las dimensiones de altura y espesor del encamisado de agua propuestas. En este caso se realiza un estudio en función de la temperatura de recirculación de las partículas. Es un parámetro que a lo largo de todo el proyecto se ha considerado constante de valor 500 °C. Sin embargo, para el diseño del sistema de refrigeración se debe realizar un estudio paramétrico del mismo, puesto que influye de manera crucial en el balance energético del lecho.



Dicho análisis se ha realizado para una composición del comburente de 40/60 de O_2/CO_2 , que corresponde con el caso más crítico, de mayor potencia nominal. El objetivo es estudiar la viabilidad del encamisado de agua diseñado ante distintas temperatura de entrada del comburente

La temperatura de diseño de las partículas de recirculación es de 500 °C. En el siguiente análisis se varía dicho valor entre 400 y 600 °C. Las necesidades de refrigeración para las distintas temperaturas son las siguientes:

Temperatura de las partículas de recirculación [°C]	Calor a extraer [kW]
400	-15,36
440	10,67
480	36,71
520	62,75
560	88,79
600	114,8

Tabla 34. Refrigeración frente a la temperatura de las partículas de recirculación

Se puede apreciar claramente la gran influencia en las necesidades de refrigeración del lecho que tiene la temperatura de recirculación de las partículas. Como es obvio, a mayor temperatura, para una misma potencia de combustible, 252 kW de diseño, mayor calor a extraer. La razón radica en que las partículas deben absorber menos energía hasta alcanzar los 900 °C, con lo que más calor debe ser evacuado del lecho para mantener dicha temperatura de régimen.

En vista de estos resultados obtenidos, se hace necesario rediseñar el encamisado de agua con el fin de satisfacer, por lo menos, alrededor de 100 kW de potencia. Para ello, en principio se mantiene el espesor a 15 mm, y se realizar un análisis del poder de refrigeración para distintas alturas del encamisado. Como es lógico, a mayor altura, mayor superficie de contacto y mayor potencia se puede disipar.



Los resultados obtenidos son los siguientes:

Altura de refrigeración [m]	Calor a extraer [kW]
0,5	34,75
0,6	44,81
0,7	55,03
0,8	65,38
0,9	75,81
1	86,32
1,1	96,88
1,2	107,5
1,3	118,2
1,4	129
1,5	139,9

Tabla 35. Alturas de refrigeración

A la vista de los resultados obtenidos, una altura de refrigeración de aproximadamente 120 cm puede ser adecuada, ya que con un encamisado de estas dimensiones se podrían refrigerar hasta poco más de 100 kW.

Por tanto, de manera definitiva se escoge un sistema de refrigeración por camisas de agua, de un espesor de **15 mm** y una altura de **120 cm**. También se propone complementar el sistema de refrigeración con la inclusión de un par de bayonetas en la base del riser, mediante las que poder refrigerar el lecho para potencias de funcionamiento mucho menores, en las que las necesidades de refrigeración son muy bajas.

Una vez diseñadas las dimensiones del encamisado, se realiza una simulación con el modelo EES diseñado para obtener información sobre el funcionamiento de dicho sistema de refrigeración, atendiendo al comportamiento de las variables más importantes.

A continuación se muestra una tabla en la que se ha ido variando la potencia a extraer del lecho. Las dimensiones del encamisado son 1,2 m de altura de refrigeración y 15 mm de espesor. Los resultados son los siguientes.



Calor a extraer [kW]	Temperatura de salida del agua [°C]	Caudal de agua [kg/s]
10	81,42	0,1037
15	75,05	0,1776
20	70,36	0,2645
25	66,56	0,365
30	63,32	0,4808
35	60,46	0,6136
40	57,88	0,7662
45	55,52	0,9418
50	53,34	1,145
55	51,3	1,38
60	49,38	1,655
65	47,56	1,978
70	45,84	2,362
75	44,21	2,822

Tabla 36. Características del encamisado de agua

Como se puede comprobar, a medida que aumenta la potencia a evacuar del lecho, el sistema de refrigeración se ajusta de tal manera que se incrementa el caudal de agua (aumentando por tanto su velocidad). Sin embargo, la temperatura de salida del agua va disminuyendo, debido a que se tiene un mayor caudal másico de agua disponible (A mayor caudal de agua, más energía cuesta calentarla)



DISEÑO DE UN LABORATORIO DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE

ANEXO V

DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE OXICOMBUSTIÓN EXISTENTE



ANEXO V DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE OXICOMBUSTIÓN EXISTENTE

INTRODUCCIÓN

A continuación se describen las principales características de la planta de oxicombustión en lecho fluido burbujeante. Sirve de base para el diseño de la nueva planta, en este caso en lecho fluido circulante.

Como premisa principal durante el diseño de la nueva planta se ha tratado de aprovechar al máximo los equipos existentes, con el objeto claro de ahorrar en términos económicos. Para el diseño de todos los equipos se ha procedido de la misma forma. En primer lugar se analizan las necesidades de la nueva planta, posteriormente se comprueban los límites técnicos de dichos equipos y finalmente se decide si es viable reutilizarlos, mediante comparación con las necesidades requeridas por el lecho circulante.

Con el presente Anexo se pretende realizar una descripción de las principales características de los equipos más importantes de la instalación existente.

EMPLAZAMIENTO

La planta experimental de oxicombustión en lecho fluido burbujeante objeto de modificación tiene su emplazamiento en las instalaciones de CEEI-ARAGON. (Centro Europeo de Empresas e Innovación de Aragón). Dichas instalaciones constan de una nave de 200 m² de superficie y una altura de 8 m, adecuado para la instalación de una planta de 90 kW. Posee una toma de agua y distintas tomas de electricidad. La nave está en Zaragoza, en María de Luna 11, en las cercanías de la actual ubicación de la Fundación Circe.

El plano de la planta se muestra en la siguiente figura:

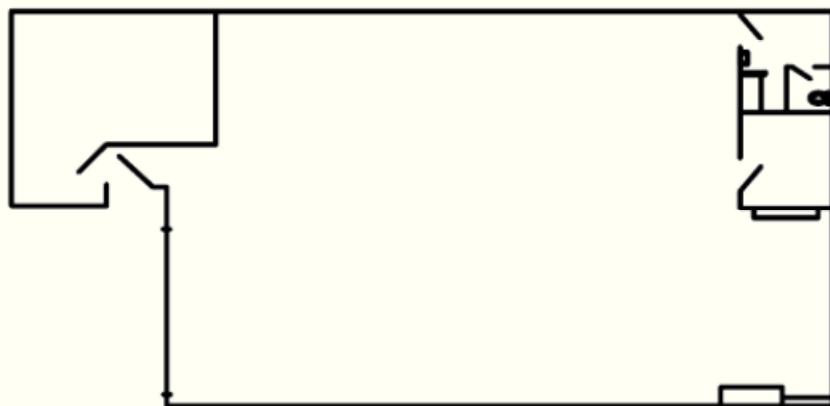


Figura 31. Plano de planta del laboratorio



DESCRIPCIÓN DE LA INSTALACIÓN

La instalación consta de una planta piloto de oxicombustión de 90 kW, en la que se experimenta y estudia la viabilidad del proceso en lechos fluidos burbujeantes, para el posterior almacenamiento de los gases de CO₂.

El proceso está basado en la recirculación de dióxido de carbono, logrando concentraciones altas de CO₂ a la salida de los gases, simplemente condensando el agua existente en ellos. La planta piloto descrita en este Anexo consta de un lecho fluido burbujeante, además de todos los equipos necesarios para operar bajo las condiciones deseadas.

Los principales equipos existentes se muestran en la siguiente figura:

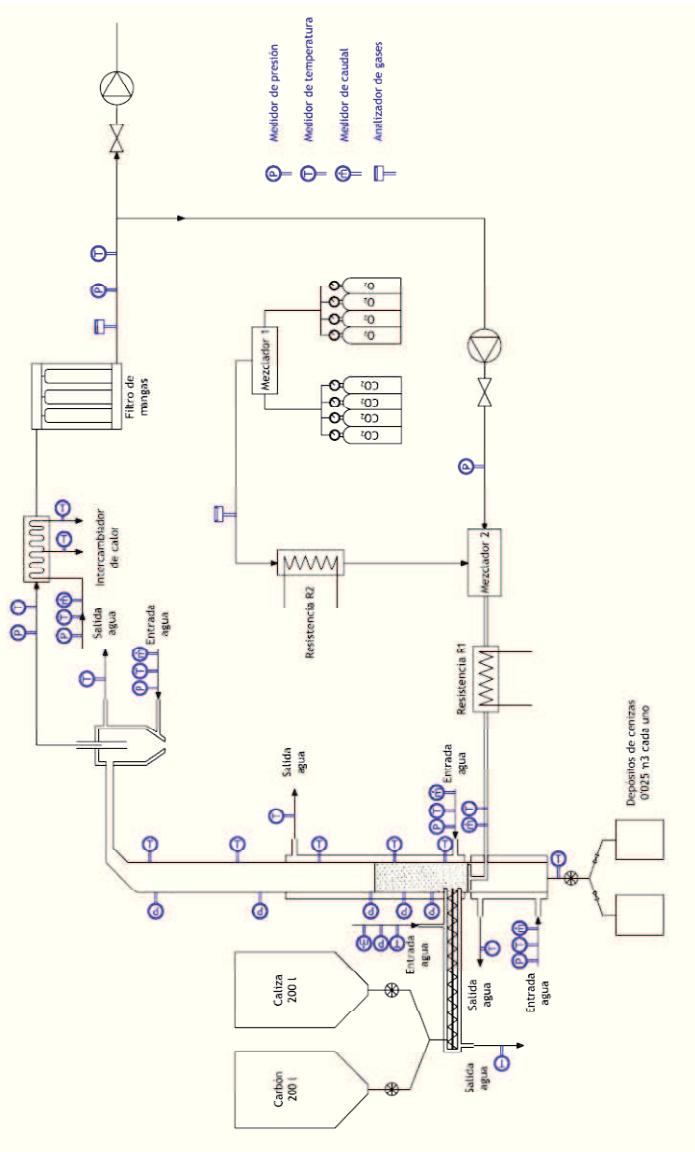


Figura 32. Plano de la instalación BFB existente



Los principales equipos se definen a continuación.

- **Sistema de alimentación de combustible**, formado por dos tolvas de 200 L cada una, dos tornillos sifón dosificadores y uno mezclador que se introduce en el lecho. El sistema almacena y alimenta biomasa, carbón y caliza.
- **Sistema de alimentación del comburente**, suministra el oxígeno y el dióxido de carbono. Está formado por las botellas comerciales para el aporte de dichos gases y el sistema de recirculación de gases.
- **Lecho fluido**, donde tiene lugar la reacción de combustión de la biomasa y el carbón. El lecho fluido burbujeante posee además un sistema de eliminación de cenizas y un sistema de refrigeración, una camisa de agua.
- **Sistema de limpieza de gases**, cuya finalidad es eliminar la posible presencia de sólidos en los gases que abandonan el lecho burbujeante. Está formado por un ciclón que elimina las partículas más gruesas para que el gas pueda circular por el intercambiador de calor para alcanzar el filtro de mangas, encargado de eliminar las partículas más fina.
- **Sistema de intercambio de calor**, formado por dos intercambiadores en serie, para enfriar el gas entrante al filtro de mangas y precalentar el gas de fluidización.
- **Circuito de agua de refrigeración**, el agua de refrigeración recorre el depósito de cenizas, la parte baja de las paredes del reactor, el ciclón y el intercambiador de calor para finalmente enfriarse en un disipador; es un circuito cerrado.
- **Instrumentación y control**, para llevar a cabo un control adecuado en la instalación se dispone de medidores de presión, temperatura, caudal y analizadores de gases.
- **Sistemas auxiliares**, donde se incluyen válvulas, el disipador y los ventiladores.
- **Sistema eléctrico**, que proporciona electricidad a los equipos que la necesiten. Dicho sistema debe ajustarse a la formativa y a las necesidades de funcionamiento de los equipos elegidos.



Sistema de alimentación de combustible

El sistema de alimentación de combustible incluye dos tolvas de 200 litros de capacidad, dos tornillos sifín con variador de frecuencia que descargan las tolvas y un tornillo sifín “lanzadera” que introduce el combustible en el lecho.

El material se carga en las tolvas por la parte superior. Al ponerse en funcionamiento los tornillos sifín de descarga, también se acciona el descolmatador que poseen las tolvas. El material que contienen las tolvas va siendo descargado por el tornillo sifín y transportado hasta el tornillo “lanzadera”. Éste, se encarga de mezclar el contenido de ambas tolvas y de introducir esta mezcla en el interior del lecho.

Para la construcción del sistema de alimentación se diseñaron los tres equipos principales que lo componen: las tolvas, los tornillos sifín de descarga y el tornillo sifín “lanzadera”.

La instalación se puede dividir, por tanto, en dos partes: por un lado se tendrían las tolvas con sus correspondientes tornillos de descarga, y por otro, el tornillo “lanzadera” que introduce el combustible en el lecho.

El almacenamiento del combustible y aditivo fue dimensionado para disponer de una autonomía de operación de la planta de experimentación de 3-4 horas, tiempo estimado de duración de cada prueba.

La altura máxima que alcanza el conjunto es de 3044 mm, 1436 mm de profundidad y 2259 mm de ancho. Todo, se sostiene sobre 8 perfiles en forma de U de 100 mm. El conjunto se apoya sobre unas bases de 15 mm de espesor, 200 mm de largo y 130 mm de ancho.

Las dos tolvas tienen una capacidad de 200 litros en las que se van a almacenar el carbón y la caliza por separado en el caso de las pruebas de combustión. Cuando se realizan pruebas de co-combustión, una de las tolvas contiene una mezcla de carbón y caliza, mientras que en la otra se almacena biomasa. El cuerpo superior de la tolva tiene unas dimensiones de 500x500 mm y una altura de 475 mm, mientras que el inferior tiene una altura de 585 mm y una inclinación de 78° con respecto a la horizontal.

Ambas tolvas son de acero AISI-304 de 3 mm de espesor y la tapa superior es de metacrilato. Disponen de un detector de proximidad capacitivo de doble campo tipo SCP-30 E.2 y un descolmatador en la parte inferior para evitar la formación de bóvedas. El descolmatador está compuesto por 4 palas que giran accionadas por el motor que también hace girar al tornillo sifín de descarga de las tolvas. La transmisión del movimiento entre el motor y el eje del descolmatador se realiza mediante una transmisión piñón-cadena. El descolmatador tiene un diámetro de 262 mm.

En la parte superior existe una entrada por la que se pueden introducir gases con el fin de presurizar la tolva. Éstas están diseñadas para soportar una presión máxima de 2 bar.



Las tolvas descargan el material en unos tornillos sinfín que lo llevan hasta el tornillo “lanzadera”. Estos tornillos están accionados mediante un motor de 0.25 kW, 380 V, 1000 r.p.m., IP-55 (protección que permite la entrada de polvo en cantidades no perjudiciales y protege al motor de un chorro de agua procedente de cualquier dirección) y aislamiento clase H, sobre el que se puede actuar mediante un variador de frecuencia MOVITRAC C-31C. La longitud total del tornillo es de 730 mm. El diámetro exterior del mismo es de 50 mm y mientras que el eje tiene un diámetro de 26 mm. El diámetro interno de la envolvente del tornillo es de 60 mm. El tornillo es de paso variable, siendo de 20 mm en la zona de salida de la tolva y de 40 mm en el extremo de la descarga.

El tornillo tiene descarga por gravedad. En el extremo en el que se conecta con el tornillo lanzadera existe una brida DN-100 Pn-6-DIN-2576. También existe otra brida de este tipo justo debajo de la tolva para poder vaciar la tolva una vez finalizada la prueba.

En la descarga del tornillo hay colocadas sendas válvulas de guillotina con el fin de cortar la alimentación en caso de incendio en el tornillo lanzadera.

Al igual que las tolvas, los tornillos están fabricados de acero inoxidable AISI304.

El coeficiente de llenado de los tornillos está entre un 48% y un 95%. Los tornillos dan un caudal mínimo de 3 l/h y un máximo de 20 l/h. La velocidad de rotación nominal del tornillo es de 6 r.p.m. (50 Hz), mientras que la mínima es de 2.5 r.p.m. (18 Hz) y la máxima es de 10 r.p.m. (75 Hz).

El material que transportan los tornillos sinfín que vacían las tolvas se descarga en un tornillo “lanzadera” de descarga frontal que introduce el combustible en el lecho. Este tornillo tiene una longitud de 1888 mm. Las entradas de material procedente de los tornillos de descarga están separadas por 682 mm.

El diámetro interior de la carcasa es de 65 mm, mientras que el diámetro exterior del tornillo y del eje son de 60 mm y 25 mm respectivamente. El paso es de 60 mm. Tanto el eje del tornillo como la carcasa están fabricados de acero AISI316 y la espiral es de acero AISI310.

El tornillo dispone de una cámara de refrigeración en la parte más cercana al lecho para evitar un exceso de temperatura en su interior que pudiera provocar una combustión en el interior del tornillo. La cámara, cuyo diámetro exterior es de 114 mm, tiene un a longitud de 600 mm. En su interior posee una espira por la que circula en agua que va a refrigerar el interior del tornillo. El agua entra por el orificio inferior de la cámara, que está situado más cerca de las tolvas, y sale por el orificio superior, que está junto a la entrada del lecho.

La descarga del combustible en el interior del lecho se realiza en el centro de éste, ya que tanto la artesa como el tornillo se introducen 128 mm en el lecho. Esta descarga es una descarga frontal.

El tornillo tiene una capacidad de transporte de 50 l/h con un coeficiente de llenado entre un 1% y un 50%. La velocidad de giro es de 30 r.p.m. Este tornillo está movido por un motor de 0.25 kW, 380 V, 1450 r.p.m., IP-55 y aislamiento clase F, el cual no dispone de variador de frecuencia, por lo que la regulación de caudales hay que realizarla en los tornillos de descarga.



Sistema de alimentación de comburente

Debido a los altos costes de una planta de separación de O₂ del aire, para llevar a cabo las pruebas de oxicombustión se utiliza oxígeno procedente de botellas.

El CO₂ necesario para realizar la fluidización del lecho puede tener dos orígenes. El primero, que es el que se va a utilizar durante las primeras pruebas y en los arranques, es tomar el gas procedente de botellas. El segundo, que se realiza cuando las pruebas están más avanzadas, consiste en recircular los gases de combustión limpios procedentes de la salida del filtro de mangas.

Para conseguir las proporciones deseadas de CO₂ y O₂ se tiene un mezclador a la salida de las botellas de gases. Una vez juntas ambas corrientes, la de gases de botella y la de recirculación, se precalientan para obtener una velocidad de los gases adecuada para fluidizar el lecho.

La instalación está compuesta por un sistema de almacenamiento de gases, una línea de recirculación de gases procedentes de la combustión limpios a una temperatura inferior a 200°C (impuesta por el material utilizado en el filtro de mangas) y un sistema de precalentamiento de aire para el arranque.

Los gases se acumulan en dos baterías dobles de 12 botellas cada una, 48 botellas en total. Cada una de ellas tiene una capacidad de 10.6 m³N y se encuentran a una presión de 200 bar.

El oxígeno de las botellas se encuentra en estado gaseoso y su presión se reduce mediante un manorreductor. El dióxido de carbono contenido en las botellas se encuentra en estado líquido, por lo que a su salida existe un calentador de 1000 W que le transfiere la energía suficiente para pasar a fase gaseosa. El caudal máximo que permite este calentador es de 25 m³/h a una presión máxima de 200 bar. La presión de esta corriente de gases también se regula mediante un manorreductor de las mismas características que el utilizado para el oxígeno. En ambos casos, la presión máxima permitida es de 10 bar.

Desde los manorreductores, los gases llegan hasta el mezclador. Éste es un equipo con el que se regulan las proporciones de las mezclas de dióxido de carbono y oxígeno, desde un 0% hasta un 100%. Las presiones mínimas de entrada de los gases es de 6 bar y la máxima es de 20 bar. A la salida del depósito, las presiones que se tienen oscilan entre 2.5 bar y 3 bar, siendo el caudal máximo permitido de 136 m³N/h. El equipo cuenta con un sistema de análisis para la medición de CO₂. Cuando se produce un fallo o se sobrepasan los límites indicados, este dispositivo activa una alarma y actúa sobre las válvulas para intentar corregir los caudales de los gases. La mezcla se acumula en un tanque de 500 litros de capacidad que soporta una presión máxima de 11 bar.

El oxígeno necesario para la combustión se aporta al lecho desde la batería de botellas de O₂. Debido a que el mezclador tiene que tener siempre dos corrientes para mezclar, cuando



se opera sólo con CO₂ de recirculación, el equipo está apagado y el oxígeno llega hasta la corriente de alimentación de O₂/CO₂ a través de un by-pass.

Los gases recirculados son impulsados desde la salida del filtro de mangas mediante un ventilador de tiro forzado. Una vez mezcladas ambas corrientes, la de gases procedentes de las botellas y la de gases recirculados, pasan por una resistencia en la que los gases de alimentación se calientan.

El sistema de precalentamiento del lecho está formado por una pequeña cámara de combustión donde el gas propano es quemado para obtener gases calientes a 900°C y precalentar el lecho fluido burbujeante. El consumo de gas propano estimado es de 0,8 Nm³/h, lo que es equivalente a una potencia térmica de entrada de 15 kW.

El lecho fluido

En el centro del laboratorio de oxicombustión se encuentra el reactor con una altura de 2,5m, incluyendo los 1,8m del *Freeboard*. En la parte inferior del lecho está situado el distribuidor, por el que se harán pasar los gases comburentes y por cuyo perímetro caerán las cenizas, que serán recogidas en una vasija refrigerada. El combustible será introducido en el lecho a una altura de 10 cm, con respecto a la base del lecho.

A continuación se detallan los componentes del lecho fluido.

Las dimensiones del lecho fluido son las siguientes:

DIMENSIONES DEL REACTOR EXISTENTE	
Altura del lecho (m)	0,7
Diámetro del lecho (m)	0,203
Altura del Free Board (m)	2,705
	1,210
Caída de presión (Pa)	4797

Tabla 37. Características del reactor existente

Las dimensiones de la placa distribuidora son:



PLACA DISTRIBUIDORA EXISTENTE	
Diámetro de la placa (m)	0,183
Número de orificios	1190
Diámetro del orificio (m)	0,001
Caída de presión (Pa)	1919

Tabla 38. Características del distribuidor existente

El lecho fluido está compuesto por un material inerte que facilita la homogenización de la temperatura en el interior del reactor. El material utilizado para tal fin es la caliza. La densidad real de la caliza es de 2.611 kg/m³ y la densidad aparente es 1.554 kg/m³. Para calcular la cantidad de caliza se tiene en cuenta la geometría de la vasija, las dimensiones estimadas para el lecho fluidizado, la densidad de la arena y la porosidad del lecho, cuyo valor es 0,55. El material sólido inerte que se encuentra en el interior del lecho fluido supone aproximadamente el 90% del total, un total de 16,6 kg. El diámetro medio de las partículas de la caliza es de 450 micras

La fluidización del lecho de sólidos se consigue al hacer pasar el flujo de gases calientes provenientes de la cámara de combustión a través de una placa en la que se practican orificios que fuercen la aceleración del flujo.

El valor del diámetro de los orificios está condicionado por dos factores principales: si el tamaño del agujero es demasiado pequeño, puede quedar bloqueado por las impurezas presentes en lecho o por partículas de lecho fragmentadas, mientras que si es demasiado grande, el menor número de orificios y la mayor distancia entre ellos puede propiciar una distribución no uniforme del flujo, resultando eventualmente en una fluidización preferencial o insuficiente del lecho. Con estas premisas, y teniendo en cuenta experiencias previas en lechos de combustión, se estableció un diámetro de orificio de 1mm, suficientemente grande para minimizar la posibilidad de obturación al tiempo que permite una fluidización homogénea.

La velocidad máxima del gas a través de los orificios, tomando un coeficiente de pérdida de carga igual a 0,6 (en función del número de Reynolds), es igual a 39 m/s.

La principal pérdida de carga que aparece en la instalación se produce al atravesar los gases el lecho de sólidos a fluidizar y, en menor medida, en la placa distribuidora. La pérdida de carga teórica en el lecho fluido es de 4797 Pa

La caída de presión teórica en la placa distribuidora se expresa como un porcentaje de la pérdida de carga en el propio lecho. Para la configuración de placa existente, se estima que la pérdida de carga en la placa será aproximadamente el 40% del valor estimado para el lecho de sólidos. Con ello, la pérdida de carga total entre placa y lecho asciende a 6.716 Pa, aproximadamente.



La manera de evacuar las cenizas del lecho se realiza a través del espacio perimetral entre la placa distribuidora y la pared del lecho. Toda la altura del cenicero está llena de cenizas, comunicándose con las cenizas fluidizadas a través del espacio alrededor del distribuidor. Con el objeto de controlar la altura del lecho, se abre la válvula que expulsa las cenizas al exterior, controlada por la presión en la base del lecho. La válvula controla la entrada de "soplidos" de aire comprimido, que empuja al volumen de cenizas que se encuentre en el hueco inferior, y las conduce al recipiente para su transporte, a través de un tubo. La refrigeración de las cenizas se realiza por un encamisado de agua.

El lecho también está provisto de un encamisado de agua, que tiene como objeto controlar las temperaturas en el interior del mismo. El reactor de lecho fluido está construido con hacer refractario de 15 mm de espesor y el espesor de agua cuenta con un espesor de 20 mm.

Sistema de limpieza de gases

En este sistema se engloba un ciclón de alta eficiencia y un filtro de mangas que se encargan de retener el mayor número de partículas posible, de tal modo que los gases que se expulsen al exterior por la chimenea o que se recirculen estén libres de partículas.

Los gases de combustión generados en el lecho entran en el ciclón, en el que, por inercia, se separan las partículas más pesadas.

Una vez se han enfriado los gases en los intercambiadores, pasan al filtro mangas, en el que se retienen las partículas más pequeñas.

Las características del ciclón existente son:

Modelo	Velocidad del gas [m/s]	Diámetro del cuerpo [m]	Altura total [m]	Caída de presión [Pa]	Diámetro de corte [μm]	Eficacia [%]
Stairmand	25	0,137	0,55	935,8	1,89	87

Características del ciclón existente

Con las siguientes dimensiones:

Vg [m/s]	Dc [m]	a	b	De	hc	Ht	Bd
Stairmand	0,137	0,069	0,02	0,06	0,206	0,55	0,05

Dimensiones del ciclón existente



En el filtro de mangas se retienen las partículas más pequeñas que aún llevan los gases de combustión. Para ello, se hacen pasar los gases que arrastran las partículas a través de 4 mangas de PTFE (teflón). Los gases entran por la parte inferior del filtro, atraviesan las mangas, y salen por la parte superior del equipo.

Para la limpieza de las mangas se va inyecta aire. La superficie filtrante es mayor que la óptima, por lo que en un principio, y salvo que durante la operación de la planta se detecte una elevada caída de presión en el equipo, sólo se limpia el filtro cuando la instalación está parada para evitar que entre aire en el circuito. En la parte inferior del equipo se sitúa la salida de las partículas retenidas en los filtros.

Intercambiador de calor

Según la tecnología de oxicombustión, al realizar la combustión del carbón con un mayor porcentaje de oxígeno, la temperatura que se alcanza en el interior del reactor es mayor que en la combustión convencional con aire. Por otro lado, la temperatura a la que la caliza reacciona mejor con los óxidos de azufre son unos 800- 850°C, por lo que es recomendable mantener el interior del reactor en torno a estas temperaturas.

Para conseguir controlar la temperatura de combustión, parte de la corriente de gases de combustión se recicla y se introduce de nuevo en el reactor. No obstante, antes de introducir esta corriente en el reactor, se debe acondicionar, ya que, para mantener una velocidad de fluidización adecuada, los gases de alimentación deben estar a una temperatura determinada. Los gases de alimentación son una mezcla de la corriente que proviene del suministro de gases industriales y la corriente de recirculación (una parte de la corriente de gases de escape), aunque la instalación también puede operar solamente con el suministro de gases industriales, sin emplear la corriente de gases de recirculación.

La corriente de gases de combustión sale del reactor a una temperatura cercana a los 850°C. Debido a que parte de esta corriente de gases se emite a la atmósfera y parte se recircula, es recomendable reducir su temperatura. Para esto se emplea un intercambiador de calor de tipo banco de tubos con flujo cruzado con agua líquida como refrigerante por el interior de los tubos.

La configuración del intercambiador de calor de flujos cruzados cuenta con una carcasa tubular, de 450 mm de diámetro y 4'4 metros de largo. Por su interior se tiene un banco de tubos, en disposición alineada de 48 tubos (seis por ocho) con un total de cinco pasos.

Ventiladores

La instalación posee tres ventiladores centrífugos: el que aporta el aire para la combustión de propano, el de impulsión de la recirculación y el inducido tras el filtro de mangas.



El ventilador de impulsión tiene que vencer la pérdida de carga hasta después del ciclón, es decir, los conductos hasta ese momento, el intercambiador de calor por el lado de los gases fríos, la placa distribuidora, el lecho y el ciclón. Resultando una pérdida de 9.450 Pa. El caudal nominal del mismo, es de 45m³/h a 150°C, teniendo un variador de frecuencia que le permite ampliar el rango de caudal de funcionamiento.

El ventilador inducido es el encargado de superar la pérdida de carga a partir de la salida del ciclón, donde se encuentra en punto de inflexión, es decir, desde ese punto hasta la salida de los gases al exterior la instalación está en ligera depresión. Los datos de diseño son 4.000 Pa y 130 m³/h, teniendo de nuevo un variador de frecuencia.

Por último, el ventilador del quemador diseñado con el fin de tener una masa de gases a 850°C que calienten el reactor y además circulen por su interior a 1m/s. La pérdida de carga que tiene que vencer es algo menor que en el caso del impulsión, al no atravesar los gases calientes el intercambiador y haber menor cantidad de material en el lecho: 8450 Pa y un caudal de 32m³/h. No hay ningún variador de frecuencia acoplado al mismo, pero sí una válvula de estrangulación en la aspiración.



DISEÑO DE UN LABORATORIO DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE

ANEXO VI

DISEÑO DE CICLONES



ANEXO VI DISEÑO DE CICLONES

DESCRIPCIÓN

Los ciclones son uno de los equipos más empleados dentro de las operaciones de separación de partículas sólidas de una corriente gaseosa, además de poder emplearse para separar sólidos de líquidos. Su éxito se debe en parte a que son equipos de una gran sencillez estructural debido a que no poseen partes móviles y a que apenas exigen mantenimiento.

Además destaca el hecho de que, al hacer uso de fuerzas centrífugas en vez de gravitatorias, la velocidad de sedimentación de las partículas se incrementa en gran medida haciendo más efectiva la separación.

Un separador ciclónico está compuesto básicamente por un cilindro vertical con fondo cónico, dotado de una entrada tangencial normalmente rectangular. La corriente gaseosa cargada con las partículas sólidas se introduce tangencialmente en el recipiente cilíndrico a velocidades de aproximadamente 30m/s, saliendo el gas limpio a través de una abertura central situada en la parte superior. Por tanto, se observa que el modelo de flujo seguido por el gas dentro de los ciclones es el de un doble vórtice. Primero el gas realiza una espiral hacia abajo y por la zona exterior, para después ascender por la zona interior describiendo igualmente una hélice.

Las partículas de polvo, debido a su inercia, tienden a moverse hacia la periferia del equipo alejándose de la entrada del gas y recogiéndose en un colector situado en la base cónica.

Se trata de un equipo muy eficaz a menos que la corriente gaseosa contenga una gran proporción de partículas de diámetro inferior a unos 10 μm . Aunque se puedan emplear ciclones para separar partículas con diámetros mayores de 200 μm , esto no suele ser muy frecuente ya que los sedimentadores por gravedad o los separadores por inercia resultan normalmente más efectivos y menos sujetos a abrasión. Se puede emplear tanto para gases cargados de polvo como de niebla, es decir, para pequeñas partículas líquidas.

FUNCIONAMIENTO

El gas se mueve en el interior del ciclón con una trayectoria de doble hélice. Inicialmente realiza una espiral hacia abajo, acercándose gradualmente a la parte central del separador, y a continuación se eleva y lo abandona a través de una salida central situada en la parte superior dejando atrás las partículas. Una vez que el gas penetra tangencialmente en el equipo se distinguen dos zonas de características distintas de movimiento:

- En la zona próxima a la entrada del gas y en aquella más exterior del cilindro predomina la velocidad tangencial, la velocidad radial es centrípeta y la axial de sentido descendente. La presión es relativamente alta.



- En la zona más interior del cilindro, correspondiente al núcleo del ciclón y con un diámetro aproximadamente igual a 0,4 veces el del conducto de salida del gas, el flujo es altamente turbulento y la presión baja. Se da el predominio de la velocidad axial con sentido ascendente.

Estas dos zonas se encuentran separadas por el llamado cilindro ideal de Stairmand. Por tanto, cualquier partícula se encuentra sometida a dos fuerzas opuestas en la dirección radial, la fuerza centrífuga y la de rozamiento. Ambas fuerzas son función del radio de rotación y del tamaño de la partícula, por esta razón las partículas de tamaños distintos tienden a girar en órbitas de radios distintos.

Como la fuerza dirigida hacia el exterior que actúa sobre la partícula aumenta con la componente tangencial de la velocidad, y la fuerza dirigida hacia el interior aumenta con la componente radial, el separador se debe diseñar de manera que la velocidad tangencial sea lo más grande posible mientras que la velocidad radial debe ser lo más pequeña posible.

La fuerza centrífuga que provoca el movimiento del gas está dada por:

$$F_c = \frac{mv_T^2}{R}$$

donde m es el caudal de gases, v_T es la velocidad tangencial y R es el radio del cuerpo del cilindro.

Existe una órbita de diámetro $0,4 \cdot D_e$ (siendo D_e el diámetro del cilindro concéntrico de salida de los gases), conocida como cilindro ideal de Stairmand, que separa la zona en la cual las partículas van a ser capturadas de aquella en la que los sólidos escapan junto con el gas.

Si la partícula sigue una trayectoria cuya órbita se encuentra dentro del cilindro de Stairmand y con una componente axial ascendente, la partícula abandonará el ciclón sin ser retenida. Si en caso contrario la órbita es exterior a este diámetro $0,4D_e$, entonces la componente axial será descendente y la partícula acabará depositándose en el fondo del ciclón.

Mediante la introducción del gas y las partículas en la zona cónica de forma tangencial se consigue generar un movimiento rotacional que hace que la corriente de gases se eleve por la zona interior.

El movimiento del gas y de las partículas en el interior del ciclón es complejo; el gas sale del ciclón por efecto de fuerzas de presión, mientras que las partículas se separan por fuerzas de gravedad. El proceso de separación de las partículas del gas portador en un ciclón tiene lugar en tres etapas: separación primaria, re-arrastre de sólidos y separación secundaria. La separación primaria es la que tiene lugar a la entrada de la cámara; en el re-arrastre de sólidos, las partículas chocan contra las paredes y entran de nuevo en la corriente de gas; y la separación secundaria es la que tiene lugar en el vórtice de la cámara, que consigue separar las partículas arrastradas.



En cuanto a la eficacia, los ciclones son equipos muy eficaces. Sin embargo se observa que partículas de tamaño menor que el mínimo calculado son capturadas mientras que otras de mayor tamaño salen con el gas. Esto indica que existen otros factores que interfieren en la captura de las partículas, como colisiones entre las partículas y turbulencias que pueden afectar a la eficacia del ciclón. Así se tiene una curva con distintos valores de eficacia para cada diámetro.

Son capaces de soportar condiciones de operación extremas, de esta forma las temperaturas pueden alcanzar los 1000°C y presiones de hasta 500 atm (506.625 bar). Para un buen funcionamiento del ciclón se debe garantizar que la salida de las partículas se lleve a cabo con una cierta estanqueidad. Se debe impedir que el aire exterior penetre en el interior del ciclón pro

TIPOS

Los ciclones convencionales se pueden encontrar en una gran variedad de tamaños y la entrada al equipo puede ser bien rectangular o circular.

Una forma de clasificar los distintos tipos de ciclones se puede efectuar atendiendo a la manera en que se produce la carga y la descarga del equipo:

De acuerdo a su disposición geométrica se distinguen los siguientes tipos de separadores ciclónicos:

- a) entrada tangencial y descarga axial
- b) entrada tangencial y descarga periférica
- c) entrada y descarga axiales
- d) entrada axial y descarga periférica

El principio de funcionamiento en el cual se basan estos tipos de ciclones es muy similar.

(a) Los ciclones de entrada tangencial y descarga axial representan el ciclón tradicional y, aunque se pueden construir con diámetros más grandes, lo más frecuente es que éstos se encuentren entre los 600 y los 915 mm.

(b) En los ciclones con entrada tangencial y descarga periférica, el gas sufre un retroceso en el interior del equipo al igual que ocurre en un ciclón convencional. Sin embargo, presenta el inconveniente de que el polvo no es eliminado en su totalidad de la corriente gaseosa, aunque sí se produce una concentración del mismo.

(c) En los ciclones con entrada y descarga axial la diferencia fundamental se encuentra en que los diámetros son de menores dimensiones (entre 25 y 305 mm), con lo que, gracias a esta característica, su eficiencia es mayor aunque su capacidad es menor.



(d) Por otra parte, los ciclones de entrada axial y salida periférica proporcionan un flujo directo que es muy adecuado para conectarlos a fuentes de gran volumen, donde los cambios en la dirección del gas podrían ser un inconveniente.

Otra posible clasificación de los ciclones se puede realizar en función de su eficacia.

La eficacia de un ciclón está determinada en gran medida por su tamaño. Se ha comprobado que los ciclones de menor diámetro son los que proporcionan mejores eficacias en la separación de partículas. Asimismo se observa que la altura total del equipo también afecta a la eficacia, aumentando ésta con la altura.

Según este criterio se consideran los siguientes tipos:

- muy eficientes (98 - 99%)
- moderadamente eficientes (70- 80%)
- de baja eficiencia (50%)

Existen también los denominados hidrocyclones que se encargan de separar las partículas sólidas de líquidos volviendo la dispersión de las partículas ya depositadas.

DIMENSIONADO DE CICLONES

El cálculo o diseño de un ciclón comprende esencialmente determinar la eficacia, la pérdida de carga (caída de presión), así como el conocimiento de las dimensiones.

El punto de partida del diseño de ciclones exige el conocimiento de parámetros de operación (flujo máscico de fluido), propiedades del fluido y partículas (densidad y viscosidad del fluido; densidad de las partículas), tipo de ciclón (forma y relaciones geométricas, número de ciclones), distribución de tamaños de partículas.

Las dimensiones de un ciclón se expresan en relación al diámetro del cuerpo del cilindro. Los ciclones se diseñan con semejanza geométrica, de tal manera que la relación de las dimensiones permanezca constante para diferentes diámetros. El valor de dichas relaciones indica si el ciclón es de tipo convencional, de elevada eficiencia o para flujos elevados. Los ciclones pueden diseñarse para trabajar a elevada eficiencia usando pequeños diámetros, largos cilindros y velocidades de entrada elevadas o para altos caudales con dimensiones opuestas. Sin embargo, los pequeños diámetros incrementan la caída de presión, y esto puede afectar a los costes de operación. Existen diversos modelos de diseño de ciclones, en los que varían ligeramente las proporciones. En la tabla siguiente se recogen las dimensiones relativas de cuatro modelos de ciclones de uso general (Lapple, Swift, Peterson y Zenz) y de dos ciclones de alta eficiencia (Stairmand y Swift). Las medidas recogidas en la tabla 40 están referidas a la siguiente figura.

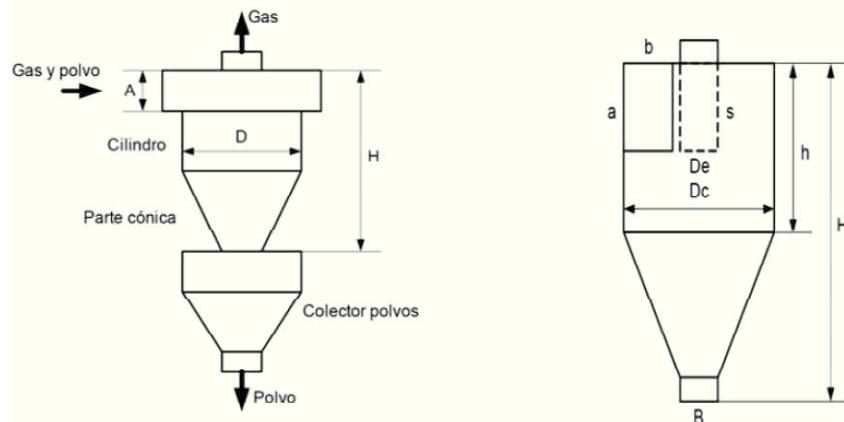


Figura 33. Diseño de ciclones

Concepto	Símbolo	Stairmand	Swift	Lapple	Swift	Peterson	Zenz
Diámetro del cuerpo	D=Dc	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
Altura de entrada	a	0.5	0.44	0.5	0.5	0.583	0.5
Anchura de entrada	b	0.2	0.21	0.25	0.25	0.208	0.25
Longitud de salida	S	0.5	0.5	0.625	0.6	0.583	0.75
Diámetro de salida del gas	De	0.5	0.4	0.5	0.5	0.5	0.5
Altura del cilindro	h	1.5	1.4	2.0	1.75	1.333	2.0
Altura total	H	4	3.9	4.0	3.75	3.17	4.0
Diámetro de salida del polvo	B	0.375	1.4	0.25	0.4	0.5	0.25
Constante	K	551	699	403	382	347	-
Constante	Nh	6.4	9.24	8.0	-	-	-

Tabla 39. Medidas de ciclones

Las constantes K y NH dependen de la configuración del ciclón.



CÁLCULO DE LA EFICACIA DE CICLONES

La eficacia de los ciclones depende fuertemente del tamaño de partícula e incrementa a medida que aumenta este tamaño de partícula.

Las partículas entran con la corriente de gas y tienden a moverse hacia fuera bajo la influencia de la fuerza centrífuga y para separarse las partículas deben alcanzar la pared antes de que el gas deje el vórtice. Suponiendo flujo laminar se puede derivar una expresión para la eficacia que es función de las condiciones de operación y parámetros del ciclón:

$$n = \sqrt{\frac{N_e \pi D_p \rho_p V_g}{9 \mu b}}$$

donde η es la eficacia, N_e es el número de vueltas efectivas, ρ_p es la densidad de las partículas, D_p es el diámetro de las partículas, V_g es la velocidad del gas y μ es la viscosidad del gas. Este modelo indica que la eficacia depende del cuadrado del diámetro, del número de vueltas en el vórtice y de la velocidad de entrada del gas, y es inversamente proporcional a la anchura del ciclón, que es proporcional al diámetro del cuerpo del ciclón.

Según la expresión anterior, se puede definir el diámetro crítico de partícula como el diámetro a partir del cual, la eficacia del ciclón es del 100%

$$D_{p,crit} = \sqrt{\frac{9 \mu b}{N_e \pi \rho_p V_g}}$$

Como puede observarse la velocidad de entrada al ciclón tiene una influencia importante en la eficacia de separación; de modo que un incremento en la velocidad de entrada debería implicar una mayor eficacia. Sin embargo, esto es cierto únicamente entre ciertos límites, ya que a velocidades excesivamente elevadas surgen turbulencias que provocan una disminución de la eficacia.

A partir de aquí, Lapple introdujo el concepto de diámetro de corte $D_{p,50}$, definido como el tamaño de las partículas que son recogidas con una eficacia del 50%. Este valor es característico del equipo de control y de las condiciones de operación, pero no del rango de tamaño de polvos.

La eficacia de una partícula está caracterizada por la relación de diámetros de partícula D_p y diámetro de corte, $D_{p,50}$. El valor del tamaño de corte se estima a partir de la expresión del diámetro crítico dividido por raíz de dos, obteniéndose la expresión

$$D_{p,50} = \sqrt{\frac{9 \mu b}{2 N_e \pi \rho_p V_g}}$$

La gráfica de Lapple ha sido obtenida de forma algebraica de la forma

$$n_i = \frac{1}{1 + \left(\frac{D_{p,50}}{D_{pi}}\right)^2}$$



Una vez caracterizadas las partículas se puede determinar la eficacia para cada fracción de tamaños mediante la correlación gráfica de Lapple, y la eficacia global ponderada se obtiene mediante la expresión que relaciona la eficacia global y fraccional.

La eficacia total de un ciclón (capacidad de recoger una cierta cantidad de peso de polvo) no puede predecirse con la determinación o el cálculo del diámetro de corte sino que se requiere conocer curvas de eficiencia respecto al tamaño, y consideraciones sobre el tipo de polvos: apelmazados, etc.

Por otro lado, Leith y Licht realizaron una aproximación de diseño práctica. Suponen que los modelos de flujo en los equipos ciclónicos son complejos y no se corresponden ni a flujo laminar ni a flujo turbulento. De acuerdo con esto Leith y Licht desarrollaron una ecuación semi-empírica y de diseño práctico de ciclones teniendo en cuenta consideraciones teóricas que consideran la retromezcla de las partículas no recogidas y determinando un tipo de residencia medio para el gas en el ciclón.

La eficiencia de recogida de partículas en ciclones, de acuerdo con Leith y Licht viene dada por la expresión:

$$\eta(D_p) = 1 - \exp(-\psi D_p^M)$$
$$M = \frac{1}{1+m}$$
$$m = 1 - (1 - 0,67D_c^{0,14}) \left(\frac{T}{283}\right)^{0,3}$$
$$\psi = 2 \left(\frac{KQ\rho_p C_c (m+1)}{18\mu D_c^3}\right)^{M/2}$$

siendo D_c el diámetro del cuerpo del ciclón, T la temperatura en grados Kelvin, K es una constante adimensional característica de la configuración geométrica del ciclón, Q es el flujo volumétrico y C_c es la constante de Cunningham. La constante de Cunningham (dada por la siguiente expresión) se emplea cuando el tamaño de las partículas es muy pequeño y resulta similar a la distancia que recorren las moléculas del gas en sus colisiones.

$$C_c = 1 + K_n \left[1,257 + 0,4 \exp\left(-\frac{1,1}{K_n}\right) \right]$$

En la correlación de la constante de Cunningham aparece el número de Knudsen (Kn), que se calcula en función del recorrido libre medio de las moléculas del gas y del diámetro de las partículas.

$$K_n = \frac{2\lambda_g}{D_p}$$

En el empleo de estas expresiones se debe tener la precaución de ser consistentes con las unidades empleadas en dichas ecuaciones. El modelo de Leith y Licht proporciona curvas de eficiencia frente a tamaño de partícula similares a las obtenidas experimentalmente, con errores del orden del 4%.



ESTIMACIÓN DE LA PÉRDIDA DE PRESIÓN

Existe un compromiso entre la caída de presión y la eficacia, de forma que cuanto mayor es la eficacia mayores son las pérdidas de presión y en consecuencia, mayor es el consumo energético. Para un ciclón dado se pueden conseguir elevadas eficiencias operando con velocidades de entrada del gas elevadas, pero esto incrementa la caída de presión por lo que se debe alcanzar un compromiso entre la eficiencia y los costes de operación. Las principales pérdidas de presión ocurren en los siguientes lugares del ciclón: pérdidas de fricción a la entrada del gas, pérdidas por expansión o compresión del gas a la entrada, perdidas pro fricción con las paredes en el ciclón, pérdidas de energía cinética en el ciclón, presión estática entre la entrada y la salida.

Se han desarrollado varios procedimientos para estimar la caída de presión, sin embargo, todavía no existe un procedimiento definitivo y universalmente aceptado. La pérdida de carga puede calcularse mediante estudios de todas y cada una de las diversas contribuciones citadas. Sin embargo, muchos métodos están de acuerdo en que la caída de presión en ciclones es una función de la velocidad de entrada del gas en el ciclón y se puede estimar de modo aproximado por:

$$\Delta P = \frac{N_H \rho_g Q^2}{2 K_a K_b D_c^4}$$

donde NH es una constante que depende de la configuración del ciclón y que es función de una constante K empírica que vale 16 para entradas tangenciales y 7'5 para entradas en válvula, ρ_g es la densidad del gas, V_g es la velocidad del gas en el conducto de entrada del ciclón, $K_a=a/D_c$ y $K_b=b/D_c$. La última expresión expresa la caída de presión como una función del diámetro del cuerpo del ciclón y del flujo volumétrico de gas.

Los intervalos comunes de caída de presión para ciclones son:

Cyclones de baja eficacia	5-10 cm de columna de agua (490-980 Pa)
Cyclones de media eficacia	5-15 cm de columna de agua (490-1471 Pa)
Cyclones de alta eficacia	20-25 cm de columna de agua (1961-2452 Pa)



DISEÑO DE UN LABORATORIO DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE

ANEXO VII DESCRIPCIÓN GENERAL DE UN LECHO FLUIDO CIRCULANTE



ANEXO VII DESCRIPCIÓN GENERAL DE UN LECHO FLUIDO CIRCULANTE

La tecnología de lechos fluidos es capaz de satisfacer una gran variedad de aplicaciones industriales: procesos catalíticos, secado de sólidos, adsorción y desorción de volátiles en sólidos, combustión, gasificación y pirolisis de materiales muy diversos. Dada su amplia aplicación, los lechos fluidos se encuentran en continua adaptación y estudio. El objeto del diseño de un nuevo laboratorio de oxicombustión en lecho fluido circulante, descrito en el presente proyecto, sería para su posterior aplicación en centrales de generación de energía eléctrica, utilizando como combustible carbón.

Se denomina lecho fluido a la mezcla de partículas suspendidas en una corriente ascendente de gas. El principio de funcionamiento de un lecho fluido es colocar material sólido granulado en un recipiente con un distribuidor en el fondo y hacer pasar un caudal de gases a través de éste, produciéndose así un buen contacto entre gases y sólidos. Los lechos fluidos se pueden clasificar en burbujeantes y circulantes. Los lechos fluidos burbujeantes (BFB, *Bubbling Fluidized Beds*) suelen ser lechos pequeños y medianos a nivel industrial en su mayoría entre 3-150 MWt pero pueden llegar a alcanzar incluso valores de 280 MWt. Por otro lado, están los circulantes (CFB, *Circulating Fluidized Beds*), muy usados en la actualidad y que están experimentando un gran desarrollo debido a su versatilidad como se explicará más adelante. La mayoría de los lechos fluidos diseñados para procesos de combustión operan con carbón como combustible único. Una de las grandes ventajas de esta tecnología es la posibilidad de utilizar una gran variedad de diferentes combustibles (residuos de mina, biomasas, residuos de industria papelera, coque de petróleo,...), sin mermar las prestaciones térmicas ni medioambientales.

La fluidización es el fenómeno por el cual un lecho de partículas sólidas se suspende en el seno de un gas o un líquido, adquiriendo un comportamiento semejante al de un fluido. Si un fluido en movimiento ascendente a baja velocidad atraviesa un lecho de finas partículas, en principio el fluido se filtra a través de los espacios que quedan entre éstas, que permanecen estacionarias; este estado se denomina de lecho fijo. Con un incremento en la velocidad del fluido, las partículas se mueven de forma independiente por medio de pequeñas vibraciones. Si se aumenta la velocidad de la corriente gaseosa suministrada, llega un momento en que la fuerza de arrastre provocada por el flujo de gases iguala el peso de las partículas. Es entonces cuando el lecho comienza a encontrarse en suspensión. Se dice entonces que el lecho de partículas presenta una fluidización incipiente. En ese momento, un aumento progresivo del caudal de gases apenas afecta a la pérdida de carga del gas a su paso por el lecho. Sin embargo, ese exceso de caudal de gas respecto del de fluidización incipiente acaba produciendo la formación de burbujas. Si el caudal de gas sigue aumentándose, la fuerza ascensional y lateral de las burbujas produce una intensa agitación y el mezclado de las partículas sólidas del lecho. Las partículas se mueven libremente en el lecho, a pesar de estar en íntimo contacto unas con otras. Manteniendo este caudal de gas dentro de unos límites adecuados, no se produce un arrastre de partículas en su seno por lo que la zona superior del lecho presenta una superficie bien definida, ver figura



34, y la parte superior se encuentra libre de partículas (zona denominada *freeboard*). A través de esa superficie salen las burbujas de aire que abandonan el lecho, que estallan en ese momento (aparentando las burbujas de vapor que se forman cuando empieza a hervir el agua en una olla abierta). Éstas son las condiciones de un lecho burbujeante.

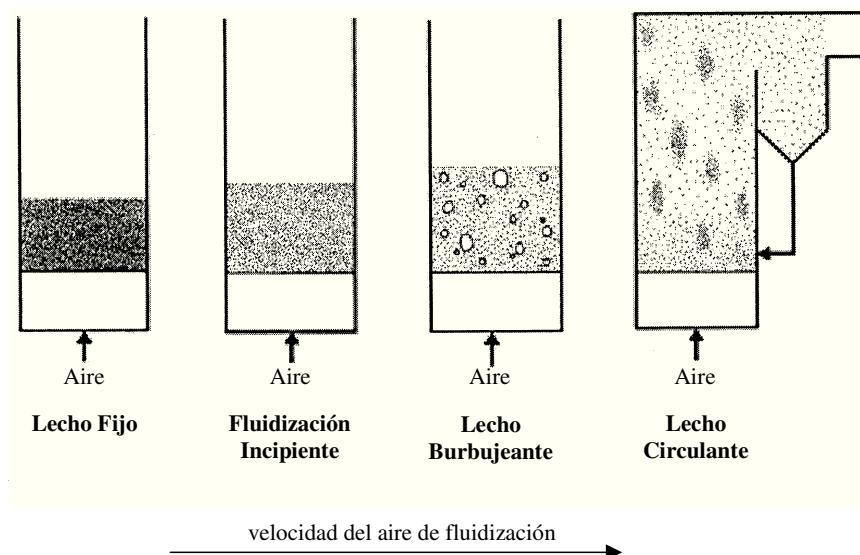


Figura 34. Tipos de lechos fluidos

Si se sigue aumentando la velocidad de la corriente gaseosa, parte de las partículas sólidas son arrastradas en el seno del flujo de gases (lo que no ocurre para los lechos burbujeantes). En estas condiciones, llega un momento en que no puede distinguirse claramente la zona de ubicación del lecho respecto de la zona libre de carga de sólidos, como ocurría en los lechos burbujeantes. Por consiguiente, todo el espacio se encuentra lleno de una nube turbulenta de gas y partículas que ya no permanecen en un contacto cercano unas con otras. En tales circunstancias, el mezclado gas-partículas es muy elevado debido a la turbulencia ocasionada en la instalación y la corriente gaseosa de salida contiene en su seno una determinada fracción de las partículas sólidas del lecho. Este hecho supondría un serio inconveniente si no se dispusieran de los correspondientes equipos de separación y recuperación de las partículas sólidas en el gas (en la mayoría de los casos, mediante varios ciclones), procediendo a su recirculación hacia la base del lecho. En estas condiciones de fluidización, el lecho se denomina circulante.

Obviamente, si se siguiera aumentando la velocidad de la corriente ascendente de gas lo que finalmente ocurriría es que la totalidad del lecho se vería arrastrado en el seno del gas. En tales circunstancias ya no cabría hablar de un lecho fluido como tal, sino directamente de transporte neumático de sólidos.

En un lecho fluido circulante, la mayor velocidad del aire de fluidización provoca la existencia de una nube altamente turbulenta de gases y partículas que no configuran un lecho bien definido sino que ocupan todo el interior del hogar, produciéndose además un considerable arrastre de sólidos hacia el exterior. En la figura 35 se representan esquemáticamente los



principales flujos de entrada y salida en una caldera de lecho fluido circulante atmosférico. El aire primario se alimenta por la base del lecho, a través de un distribuidor de pequeñas toberas dispuestas uniformemente a lo largo de toda la superficie. Esta corriente de aire permite la fluidización del lecho, compuesto por materia inerte, cenizas y partículas de combustible. No se habla de una altura general del lecho, puesto que la nube de partículas ocupa prácticamente toda la altura del hogar. Lo que sí se produce en la realidad es una zona cercana a la base con una mayor concentración de sólidos (fase densa) y una zona en la parte superior donde el sucesivo aporte de corrientes de aire secundario para completar la combustión produce un lecho con menor densidad (fase diluida). Entre ambas partes del lecho, se encuentra una pequeña fase de transición, denominada fase *splash*, que en el pre-diseño realizado no se tendrá en cuenta. En la fase densa se produce la agitación y mezclado del combustible con el inerte, las partículas recirculadas, el aire y, en una situación real, la caliza que sería el agente sorbente de SO_2 . En la fase diluida se aumenta la turbulencia por el nuevo caudal de aire aportado, continuando la combustión de las partículas, aumentando la transferencia de calor hacia las paredes y completándose el proceso de desulfuración.

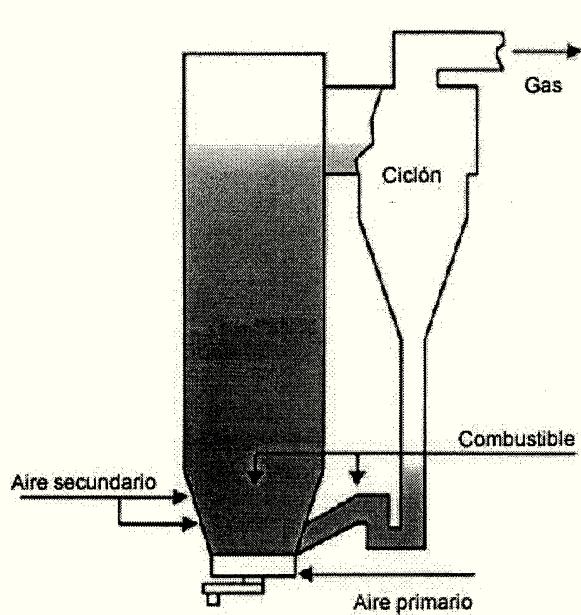


Figura 35 Esquema general de un lecho fluido circulante

El gas que abandona el reactor contiene en su seno una importante fracción de sólidos que deben ser recuperados por diferentes motivos: conservar la carga en el lecho, evitar la erosión de los intercambiadores de calor corriente abajo e incluso completar la combustión de las partículas en algunos casos. El sistema utilizado para separar los sólidos del gas y retornarlos al lecho es un ciclón. El aporte de combustible no sólo se realiza en el lecho, sino que también se aporta una pequeña cantidad en la base del conducto de recirculación de sólidos, que también se encuentra en ligera fluidización. Con todo ello se contribuye a un mayor tiempo de residencia de las partículas. La temperatura de combustión en el lecho es uniforme a lo largo del reactor, debido al régimen de fluidización, alrededor de 900°C. Esta temperatura de trabajo favorece



asimismo la reacción de desulfuración utilizándose caliza como agente sorbente (eficiencias de desulfuración superiores al 90%). Mantener la temperatura de combustión en un rango adecuado se consigue gracias al calor liberado en el propio proceso de combustión y al aporte de calor adicional proveniente de la recirculación de los sólidos que se recuperan desde los gases. Durante los arranques de la planta es necesario precalentar la instalación antes de introducir el combustible, mediante el empleo de quemadores convencionales de gas natural o fuel. El fuerte mezclado y la turbulencia ocasionada en el flujo del hogar hacen posible mantener el proceso de combustión estable de manera ininterrumpida.

Básicamente, la composición del lecho es de arena, cenizas, combustible y caliza (sorbente de SO₂) aunque el aporte de material inerte es pequeño, debido al aporte extra de sólidos que son recirculados de nuevo al interior del lecho. La capacidad de recuperar los sólidos expulsados en los gases y recircularlos hacia el reactor es uno de los aspectos clave en el correcto funcionamiento de los sistemas de combustión de lecho fluido circulante. Posteriormente se dedica un apartado específico a describir el funcionamiento del sistema de separación de partículas y de recirculación hacia el hogar.

La principal ventaja inherente a los lechos circulantes es que se aumenta el tiempo de residencia de los sólidos en una amplia zona de combustión a alta temperatura, aumentando por lo tanto la cantidad total de calor transferido y la eficiencia del ciclo de potencia, y con ello la de la planta en su conjunto. Ello también permite el uso de muy diferentes tipos de carbón y otra serie de combustibles de muy diversas procedencias (biomasa de origen forestal, coque de petróleo y residuos de refinería, residuos de mina y escombrera, lodos, residuos de industria papelera, etc.), por lo general bajo co-combustión cuando la planta se destina a la generación de electricidad. Las características del combustible a emplear condicionan el diseño de la instalación, por lo que respecta al tamaño del hogar y de los ciclones de limpieza a utilizar. De tal forma que las características del combustible deben ser tenidas en cuenta a priori para realizar el dimensionado definitivo, como ocurre para cualquier caldera de potencia.

DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE RECIRCULACIÓN

El sistema de recuperación de partículas sólidas en un lecho fluido circulante juega un papel fundamental en el correcto funcionamiento de toda la planta, puesto que permite aumentar el tiempo de residencia de las partículas sólidas en el hogar, consiguiendo con ello una alta eficiencia de combustión, y además permite asegurar la integridad de los componentes situados corriente abajo del propio sistema de separación.

El proceso de recuperación incluye la propia separación de los sólidos contenidos en el gas y la posterior recirculación hacia el lecho fluido. El sistema de separación utilizado para las condiciones existentes en calderas CFB (temperatura en torno a 900°C y presión prácticamente igual a la atmosférica) es un ciclón. El funcionamiento de un ciclón, ver el esquema de la figura 36, se basa en la actuación de las fuerzas centrífugas y de gravedad. Cuando la corriente de



gases con sólidos penetra en la zona cilíndrica del ciclón, se genera un flujo helicoidal de tipo torbellino que atraviesa el ciclón desde su sección superior hasta la zona inferior del cilindro. La diferencia de masa provoca que las partículas sólidas tiendan a desplazarse hacia las paredes sólidas del conducto, por acción de las fuerzas centrífugas. En la parte inferior del ciclón existe una zona cónica cuyo objeto es invertir el sentido del torbellino de gas y que éste ascienda por el conducto central. Las partículas de menor tamaño son arrastradas por el gas, ya que las fuerzas de arrastre son mayores que las de inercia. El resto de partículas no son arrastradas y caen por gravedad hacia la base del tronco cónico donde se produce la descarga de los sólidos.

El gas limpio, pero aún con las partículas más finas, abandona el ciclón por la parte superior, mientras que los sólidos separados son evacuados por la parte inferior del ciclón y son recirculados al lecho. Cuando se especifica el funcionamiento de un ciclón, se debe detallar el diámetro de corte del ciclón. Este parámetro hace referencia al tamaño mínimo de partícula que el ciclón es capaz de separar de la corriente gaseosa, y depende por un lado de las relaciones geométricas de construcción del propio ciclón y por otro lado del caudal de gases a tratar y de la concentración de sólidos existente. Disponiendo varios ciclones en serie y en paralelo (multiciclones), lo habitual en plantas de gran tamaño, pueden conseguirse separaciones altamente eficientes (superiores al 98%) por encima de 5 μm .

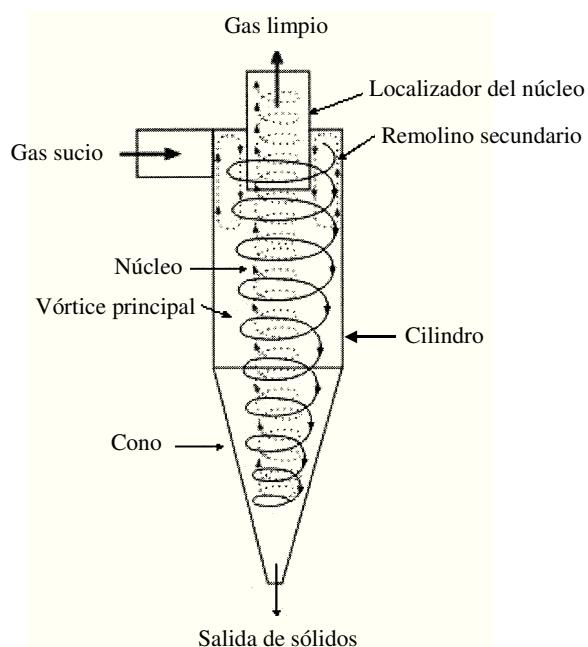


Figura 36 Representación del flujo en el interior de un ciclón

Puesto que los ciclones instalados en calderas CFB han de tratar gases a altas temperaturas, se encuentran refrigerados por agua o por vapor, formando parte sus paredes de la zona de recuperación de calor desde los gases. La principal ventaja de un separador de tipo ciclón es su simplicidad constructiva, mientras que los inconvenientes son el alto coste de mantenimiento debido a la erosión por sólidos y el hecho de que no sean capaces de retener el



total de sólidos arrastrados, por lo que deberá existir un sistema posterior de eliminación de los mismos antes de ser vertidos a la atmósfera.

Una vez que los sólidos expulsados han sido separados de la corriente gaseosa, se procede a su reincorporación al lecho fluido. Debido a la diferencia de presiones entre el ciclón y el lecho en el hogar, para proceder a esta introducción es necesario contar con una válvula que retenga los sólidos en el conducto de alimentación hasta que haya una altura adecuada. Ésta válvula no mecánica se denomina *loopseal*, constituye uno de los equipos característicos en una planta de lecho fluido circulante. Funciona fluidizando los sólidos con aire de modo que los descarga a través de una tubería hacia el reactor.

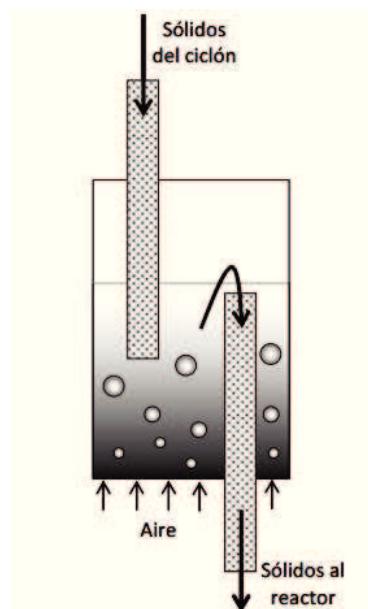


Figura 37 Diagrama de la *loopseal*



DISEÑO DE UN LABORATORIO DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE

ANEXO VIII

ANTECEDENTES Y REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA



ANEXO VIII ANTECEDENTES Y REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

REACTOR DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE EN CANMET, CANADÁ

Existen dos plantas en las que se realizan pruebas de oxicombustión en lechos fluidos circulantes, la primera se muestra a continuación. [18]

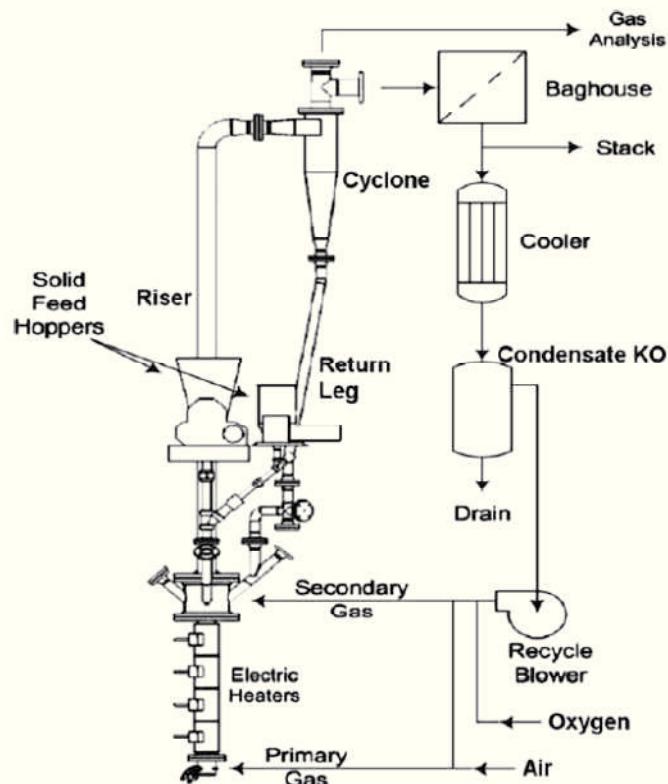


Figura 38. Lecho CFB en Canmet, Canadá

POTENCIA [kW]	DIÁMETRO [m]	ALTURA [m]	COMBUSTIBLE	VELOCIDAD MÁXIMA [m/s]	DIÁMETRO DE PARTÍCULA [um]
100	0,1	7,2	Antracita	7	286

Tabla 40. Características del CFB de Canmet, Canadá



Existe una nueva planta, de reciente construcción y mayores dimensiones. También se trata de una instalación piloto para investigar el proceso de la oxicombustión en lechos fluidos circulantes. [19]

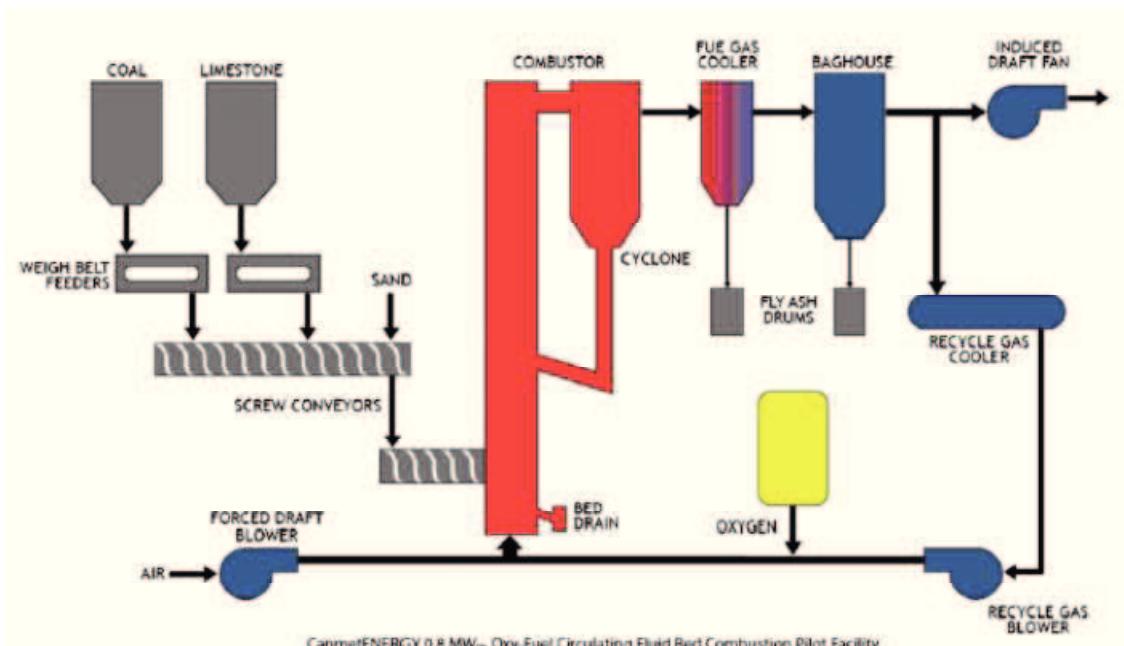


Figura 39. Nueva planta de CFB de Canmet, Canadá

POTENCIA [kW]	DIÁMETRO [m]	TEMPERATURAS [°C]	PRECALENTADOR DEL LECHO	COMBUSTIBLE
800	0,406	850-950	Quemador de gas	Carbones bituminosos
				Coque de petróleo

Tabla 41. Características de la nueva planta de CFB de Canmet, Canadá



*PLANTA DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO BURBUJEANTE ICB-CSIC.
ESPAÑA [20]*

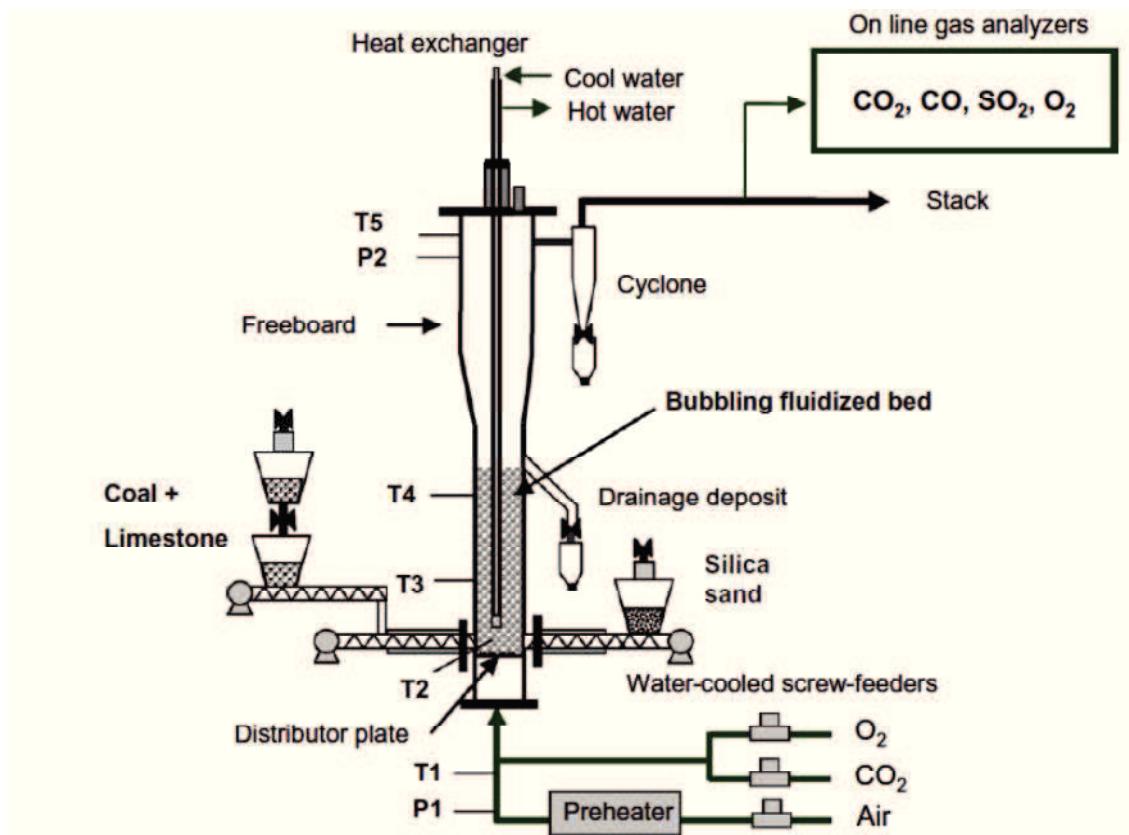


Figura 40. Planta CFB del CSIC, España

Instalación de 3 kW que consiste en un lecho fluido burbujeante sobre el que se realizan pruebas de oxicombustión. Se emplean partículas de entre 0.2 y 0.6 mm. La planta posee un reactor de 10 cm de diámetro interior y 60 cm de altura, con un *freeboard* de 40 cm. Dispone de un sistema de extracción de calor formado por una bayoneta que se introduce desde la parte superior. Puede ser desplazado con el objetivo de variar la superficie de intercambio de calor y mantener la temperatura del lecho constante a 850°C. El sistema de alimentación de gases está formado por una serie de botellas que introducen el comburente a través de un distribuidor a 40 cm/s. La alimentación de combustible se realiza con tornillos sifón, desde dos tolvas de almacenamiento.



*PLANTA DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE,
SOUTHEAST SNIVERSITY. CHINA [21]*

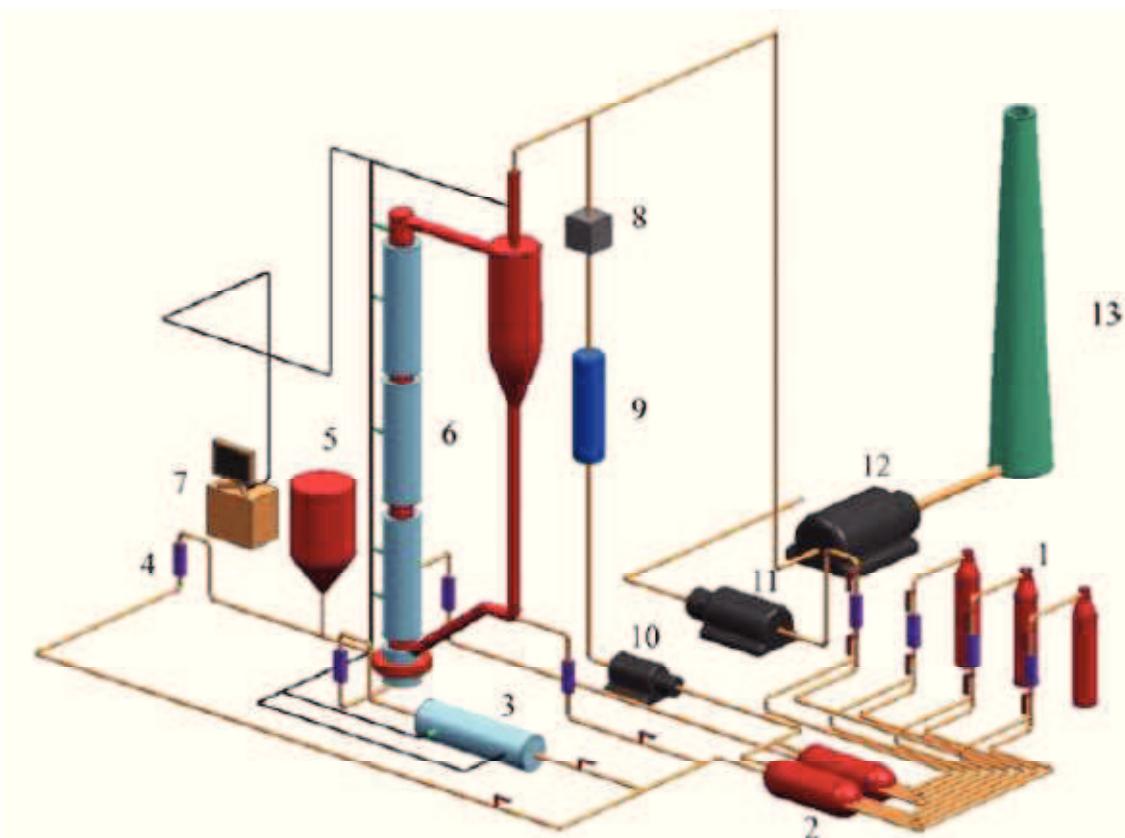


Figura 41. Planta CFB de Southeast University, China

Se trata de una planta piloto de oxicombustión en lecho fluido circulante de 50 kW de potencia nominal. La altura del reactor es de 4,2 m, formado por tres secciones diferenciadas, una zona primaria de 0,8m, a continuación una sección de 0,2m y finalmente la última con 3,2m. El diámetro en la fase densa es de 12,2 cm mientras que el *riser* tiene un diámetro interno de 15 cm. El reactor está equipado en las tres zonas con calentadores eléctricos para mantener la temperatura constante. El combustible y el sorbente son alimentados al lecho a una altura de 70 cm sobre el distribuidor, mediante tornillos sinfín. Posee dos entradas de aire secundario a 80 y 100 cm de altura y las partículas recirculadas son introducidas en el lecho nuevamente a 20 cm sobre la base.



LECHO BURBUJEANTE, ALSTOM - NETL, EE.UU.

Pruebas pilotos en un reactor de lecho fluido aplicando oxicombustión y recirculación de carbones y coque de petróleo.

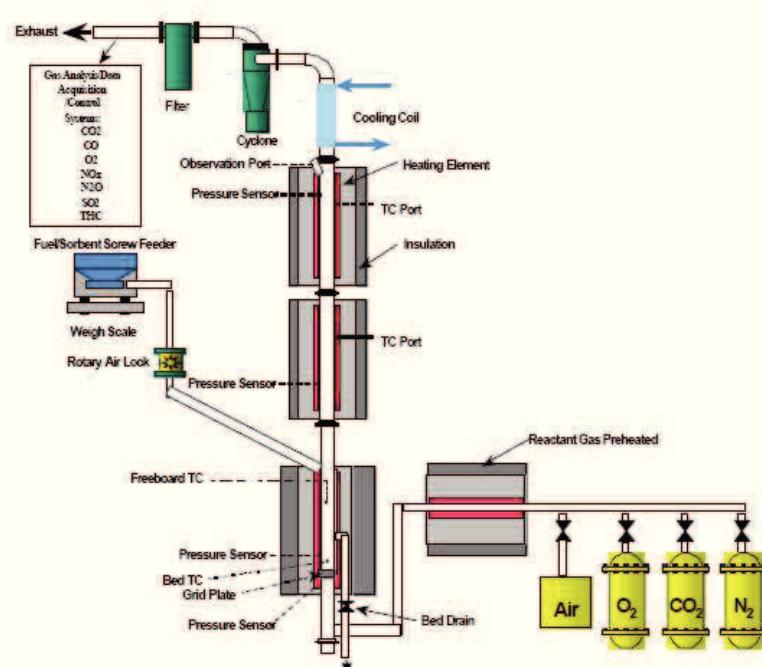


Figura 42. Planta BFB Alstom, EEUU

Sistema de Alimentación de Gases

Los gases de combustión aire, O₂/N₂ o O₂/CO₂ los cuales son medidos a través de un medidor de flujo, es precalentado antes de entrar a al horno a través de un plato distribuidor. Debido a la alta concentración de O₂ a ser empleada en la instalación, 70% en volumen, fue necesario emplear una tubería de cobre de ½ pulgada para transportar cada gas (O₂, CO₂ y N₂) a la cámara de mezclado.

El flujo de masa de gas fue medido a través de medidores de flujo máscicos, los cuales fueron ubicados aguas arriba de la cámara de mezcla. El mismo tipo de tubería de cobre fue utilizada para transportar la mezcla de gases a una tubería de acero inoxidable de 1 ½" el cual alimenta al precalentador. Las líneas de O₂ fueron conectadas a líneas de gas inerte (N₂) para purgar el O₂ antes y después de cada operación.

Sistema de Alimentación de Combustible

El combustible de tamaño calibrado se premezcla con un sorbente y es alimentado a través de un tornillo sin fin y una válvula rotativa para asegurar un alimentación estable al reactor.



Reactor/Combustor

La instalación piloto consiste de un reactor de 0,1016m de diámetro y 1,8m de longitud. La instalación puede operar hasta temperaturas de 1100°C, diferentes materiales del lecho y una altura estática del lecho entre 0,10-0,15m. El lecho fue alimentado con una relación molar Ca/S de 3,5. La velocidad superficial del gas fue mantenida en el rango de 0,55-1,00m/s. La relación estequiométrica se varió en el rango de 2-4,7. Bajo estas condiciones las concentraciones de O₂ a la salida del horno variaron entre 13-51%.

Sistema de Tratamiento/Muestreo de gases

El gas de combustión al salir de la cámara de combustión es enfriado a aproximadamente 200°C antes de entrar al ciclón y luego pasar por un filtro de mangas. Una alícuota de gas efluente es enviada al sistema de análisis de gases precalibrado para medir en línea CO₂, CO, O₂, NOx, NO y NO₂ y SO₂.

Sistema de recolección de cenizas

Las muestras de cenizas volantes de cada prueba recolectados en el ciclón y en el filtro de mangas son primero mezcladas antes de ser sometidas a las pruebas de análisis múltiple y último. El análisis múltiple produce la cantidad de carbón no quemado. La técnica de trazador de cenizas se utilizó en conjunto con el análisis aproximado de la alimentación y el residuo de cenizas volantes para calcular la eficiencia global de la combustión.

Instrumentación y Control

El reactor posee varios termopares y sensores de presión para medir la temperatura y la presión del lecho. Para registrar los datos del sistema se utilizó Labview tanto para el registro de las concentraciones de gases, flujo de alimentación de sólidos, temperaturas y presiones, además del control de las temperaturas del horno y el flujo de gas a las condiciones pre-fijadas.

Pruebas Realizadas

El objetivo de la instalación es obtener información sobre el comportamiento de ensayos de combustión y la dinámica del lecho, bajo condiciones controladas en un lecho fluidizado de 0,1016m. Para ello se analiza el comportamiento de dos carbones y un coque retardado de petróleo al estudiar las características de las cenizas, las emisiones de gases, el potencial de desulfuración, la reducción de emisiones de NOx y las emisiones de in quemados. Los experimentos realizados incluyeron las siguientes pruebas: de línea base (con aire), mezclas de O₂/CO₂ (21-23-30-40-50-70% O₂), la evaluación del potencial desulfurizador de una caliza (relación molar Ca/S de 3,5) tanto en presencia de aire como en mezclas de O₂/CO₂.

Resultados Obtenidos

Características de llama



Las pruebas de este carbón en mezcla de 70% O₂ y 30% CO₂ producen un incremento en la temperatura del lecho de hasta 120°C. A pesar de este incremento fue posible obviar los problemas típicos de “slagging” y desulfurización a estas temperaturas gracias a una buena fluidización del lecho. Una velocidad de gas superficial de aproximadamente 0,5 m/s fue suficiente para mantener el lecho fluidizado de manera continua.

Consistente con el incremento de temperatura con la concentración de O₂ alimentado en el gas de combustión, las llamas estudiadas fueron amarillas/naranjas en aire y las mezclas 30% O₂ y 70% CO₂. El incremento de la concentración de O₂ producía una llama brillante y casi blanca (caso de 70% de O₂).

Emisiones de NO_x

Las emisiones de NO_x producidas son iguales o menores que aquéllas generadas en aire. Por ejemplo, la reducción de NO_x al quemar en aire vs una atmósfera enriquecida de O₂ (30% O₂/70% CO₂) alcanza un valor de 18% (desde 475 a 387 kg/kJ).

Emisiones de SO₂

Las emisiones de SO₂ fueron progresivamente más altas que en el caso con aire. El incremento de SO₂ al quemar en aire y en 30% de O₂ produce un incremento de 4% (1,03 kg/kJ), mientras que al quemar en 70% de O₂ la producción de SO₂ sube 30% (1,29 kg/kJ). A una relación molar de Ca/S de 3,5 durante la combustión con aire para el carbón base produjo una captura de azufre por parte del sorbente del 83% (1,00-0,17 kg/kJ) mientras que en 30% O₂ se produjo una captura de apenas el 33% (1,00-0,69 kg/kJ).

Emisiones de CO

La oxicombustión produce emisiones de CO que fueron siempre más alta a las producidas en aire (0,43 kg/kJ) para cualquiera de los combustibles utilizados. Los autores creen que una presión parcial más alta de CO₂ en el gas de combustión puede inhibir la oxidación de CO a CO₂ en la capa gaseosa que rodea a la partícula.



PLANTA DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE, UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA DE CZESTOCHOWA, POLONIA [22]

Combustión en un reactor de lecho fluido circulante con inyección directa de mezcla O₂/CO₂ y alimentación discontinua de combustible. La instalación no realiza una recirculación de los gases de combustión. Se evalúa la utilidad de emplear la oxicombustión en lechos fluidos con combustibles de bajo poder calorífico, debido a la posibilidad de obtener una temperatura de combustión más baja

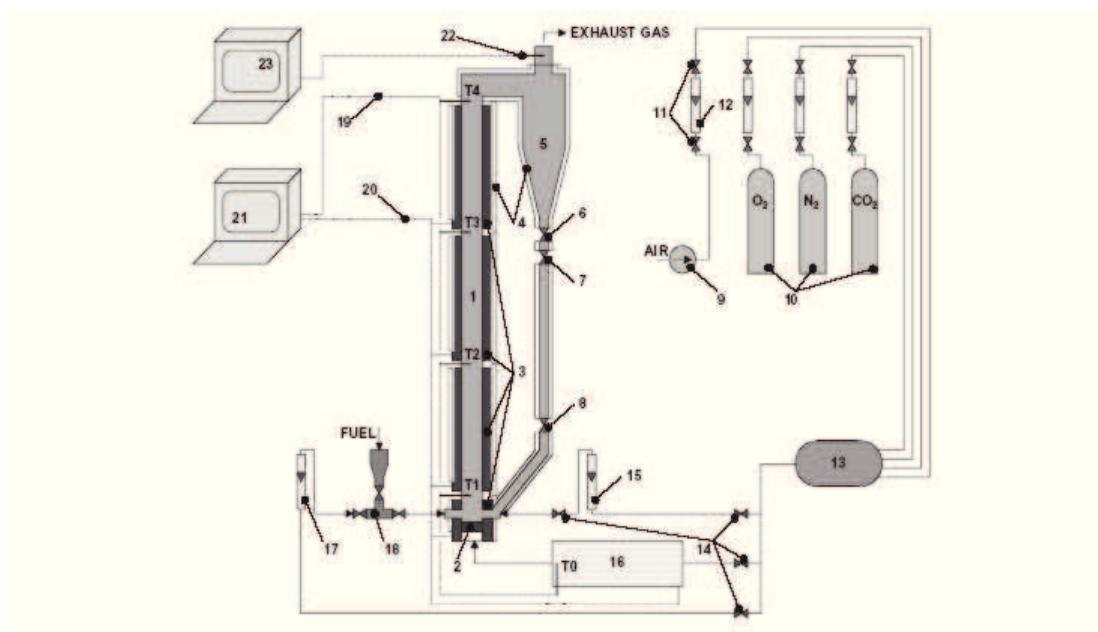


Fig. 2. Schematic diagram of the experimental apparatus for CFB. 1. combustion chamber, 2. grid, 3. heaters, 4. thermal insulation, 5. cyclone, 6. feed valve, 7. drain valve, 8. flow regulating valve, 9. air compressor, 10. gas cylinders, 11(14). ball valves, 12(15,17). flow meter, 13. flow mixer, 16. preheater, 18. fuel feeder, 19. temperature measuring system, 20. heater power system, 21. heater control system, 22. probe, 23. gas analyzer, T0-T4 thermocouples.

Figura 43. CFB Universidad de Czestochowa, Polonia

Sistema de Alimentación de Gases

Se utilizaron gases en botella, realizando pruebas con concentraciones de O₂ de 21%, 40% y 60%.

Sistema de Alimentación de Combustible

La masa de combustible alimentada al reactor fue de 4, 6 y 8 gramos, de manera periódica y discreta; esto es, las muestras se alimentaban después de completar la combustión de la porción anterior.

Reactor/Combustor



El reactor está compuesto por una columna vertical de cuarzo, de 50 milímetros de diámetro interior y 1,7 metros de altura, dividido en tres secciones de calentadores. La temperatura de operación estaba en el rango de 700 y 860 °C.

Sistema de Tratamiento/Muestreo de gases

La parte superior consta de un ciclón para la separación del material del lecho, cenizas y combustible in quemado.

Instrumentación y Control

Para la determinación de los componentes del gas de salida, la instalación cuenta con dos analizadores Mahiak (Multor 610 y Finor 710), los cuales permiten una medición continua de los cambios en la concentración de los gases de salida.

Pruebas Realizadas

Las pruebas fueron realizadas en un combustor de lecho fluidizado circulante utilizaron carbón marrón como combustible. Las variables que se utilizaron para evaluar el comportamiento de la oxicombustión fueron las siguientes: mezclas de O₂+N₂ y O₂+CO₂ entre 21 y 60% de O₂, temperatura del combustor entre 700 y 860 °C, masa del combustible alimentado entre 4 y 8 gramos. Basado en los datos obtenidos se evaluaron las relaciones de conversión de nitrógeno, azufre y carbón.

Resultados Obtenidos

El incremento en la concentración de O₂ (21%, 40%, 60%) y el resto CO₂, aumenta la conversión del carbón desde 33% hasta 43% y 55%, respectivamente. El incremento de temperatura entre 700, 780 y 860 °C no tiene efecto en la conversión de carbón.

La relación de conversión de carbón en una mezcla de O₂+N₂ es siempre superior que en una O₂+CO₂, a la misma concentración de O₂ y temperatura del reactor.



DISEÑO DE UN LABORATORIO DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE

ANEXO IX CORRELACIONES Y NÚMEROS ADIMENSIONALES



ANEXO IX CORRELACIONES Y NÚMEROS ADIMENSIONALES

CORRELACIÓN DE ZABRODSKY [14]

Existen varios modelos matemáticos para describir el proceso de transferencia de calor por conducción de las partículas contenidas en el lecho fluido, pero generalmente no pueden emplearse debido a que las condiciones de transferencia de calor de las superficies adyacentes y los valores de parámetros importantes, particularmente los tiempos de residencia de las partículas y la frecuencia de contacto son desconocidos.

Los parámetros que controlan la cantidad de calor recibido por la superficie interior del reactor por parte de las partículas son:

- a) El tiempo de residencia de las partículas y la frecuencia de contacto
- b) La conductividad térmica del gas
- c) El calor específico de las partículas
- d) El tamaño de las partículas y el número de partículas en contacto por unidad de superficie

Por lo tanto, para conseguir una mayor transferencia de calor entre el lecho de partículas y la superficie, es deseable un mayor empaquetamiento del lecho, con partículas lo más pequeñas posible y con tiempos de residencia cortos. También se requiere un gas térmicamente muy conductor.

Mientras que la velocidad de fluidización se incrementa progresivamente, el coeficiente de transferencia de calor aumenta y alcanza un máximo cuando U/U_{mf} se encuentra entre 1'5 y 2. Despues, el coeficiente de transferencia de calor decrece gradualmente debido a que el aumento del flujo de burbujas hace que la superficie libre para el contacto con las partículas se reduzca de forma que se neutralice el efecto de la reducción del tiempo de residencia de las partículas producido por el burbujeo más violento.

La correlación de Zabrodsky [14] para el máximo valor del coeficiente de transferencia de calor por conducción del lecho a la superficie, dada en la ecuación siguiente, ha resultado ser una de las más razonables predicciones cuando la temperatura del lecho es menor de 600°C, el número de Reynolds de las partículas a la mínima velocidad de fluidización es menor de 12'5 y el número de Arquímedes es menor de 26000.

La temperatura de 600°C es a partir de la cual la componente radiativa de transferencia de calor comienza a ser significante, mientras que los parámetros adimensionales son aquellos para los que cambian las características de fluidización en el lecho.

$$h_{conducción_{máx}} = 35,8 \rho_p^{0,2} k_{aire}^{0,6} d_p^{-0,36}$$



Bajo condiciones de operación razonables y sujetos a las restricciones nombradas anteriormente, Botterill [24] recomienda que un valor de alrededor del 70% del obtenido de la ecuación anterior representa una estimación conservativa para el coeficiente de transferencia de calor por convección desde el interior del lecho.

$$h_{conducción} = 0,7h_{convección_{máx}}$$

Hay que resaltar que la correlación de Zabrodsky no es adimensional. La densidad está en kg/m³, la conductividad térmica en W/mK, el diámetro de partícula en m y el coeficiente de transferencia de calor en W/m²K.

CORRELACIÓN DE BASKAKOV [15]

Los modelos teóricos para la determinación del coeficiente de transferencia de calor por convección son de valor dudoso y muy complicados ya que tienden a suponer e ignorar varios factores

La correlación de Baskakov [15] tiene desviaciones no mayores del 20% que, según los autores, pueden ser debidas al aparato de medida. Es la correlación más utilizada.

$$h_{convección} = 0,009Ar^{0,5}Pr^{0,33}k_g dp^{-1}$$

CORRELACIÓN DE DITTUS-BOELTER

Para calcular el coeficiente de convección de un fluido que circula por el interior de un tubo circular cerrado con flujo turbulento existen varias correlaciones, [25] [26] [27] [28]... pero una de las más empleadas es la ecuación de Dittus-Boelter:

$$Nu_{agua} = 0,023Re^{0,8}Pr^{0,4}$$

donde n=0'4 si el fluido que circula por el interior de los tubos se está calentando y n=0'3 si se está enfriando. Esta ecuación se ha contrastado experimentalmente para las condiciones siguientes:

$$0,7 \leq Pr \leq 160$$

$$Re \geq 10000$$

$$L/D \geq 10$$

Esta ecuación es empleada para convección forzada en canales cerrados y se debe utilizar para moderadas diferencias de temperatura, evaluando todas las propiedades a T_m (Temperatura media del fluido).



NÚMEROS ADIMENSIONALES

- Número de Reynolds (Re)

Número adimensional que relaciona las fuerzas de inercia con las fuerzas viscosas de un fluido. Se aplica para el flujo forzado de fluidos.

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu}$$

- Número de Prandtl (Pr)

Número adimensional que relaciona la difusividad de cantidad de movimiento con la difusividad térmica de un fluido.

$$Pr = \frac{hD}{L}$$

- Número de Nusselt (Nu)

Número adimensional que corresponde al coeficiente de transferencia de calor por convección.

$$Nu = \frac{hD}{L}$$

- Número de Arquímedes (Ar)

Número adimensional que indica la relación entre la fuerza de la gravedad y la fuerza de viscosidad.

$$Ar = \frac{\rho_g(\rho_p - \rho_g)gd_p^3}{\mu_g^2}$$

- Diámetro adimensional de partícula. Parámetro empleado en el cálculo de la fluidinámica del lecho

$$d_p^* = d_p \left[\frac{\rho_g(\rho_p - \rho_g)g}{\mu_g^2} \right]^{1/3} = Ar^{1/3}$$

- Velocidad adimensional. Se puede aplicar tanto a la velocidad terminal como a la de transporte.

$$U_{transp}^* = U_{transp} \left[\frac{\mu_g^2}{\rho_g(\rho_p - \rho_g)g} \right]^{1/3}$$



DISEÑO DE UN LABORATORIO DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE

ANEXO X PROGRAMAS DE CÁLCULO



ANEXO X PROGRAMAS DE CÁLCULO

VARIABLES PRINCIPALES DE SIMULACIÓN

Variables	Uds.	Definición
A_bayoneta	[m ²]	Sección de las bayonetas de refrigeración
A_lat	[m ²]	Superficie lateral de la fase densa del lecho
A_lat_riser	[m ²]	Superficie lateral de la diluida (<i>riser</i>) densa del lecho
A_reactor	[m ²]	Sección del reactor
Ar	Adim.	Número de Arquímedes
cp_aire_mezcla	[kJ/kgK]	Calor específico del comburente de entrada
cp_g_mezcla	[kJ/kgK]	Calor específico de los gases de salida
D_bayoneta	[m]	Diámetro de las bayonetas
d_conexión	[m]	Diámetro de conexión del sistema de recirculación con el lecho
D_reactor	[m]	Diámetro de reactor
Delta_P	[Pa]	Caída de presión total del lecho
Delta_P_ciclón	[Pa]	Caída de presión en el ciclón
Delta_P_densa	[Pa]	Caída de presión en la fase densa
Delta_P_diluida	[Pa]	Caída de presión en la fase diluida
Delta_P_LS	[Pa]	Caída de presión en la <i>loopseal</i>
Delta_P_sp	[Pa]	Caída de presión en la <i>standpipe</i>
Dext_e	[m]	Diámetro exterior de las bayonetas
Dext_i	[m]	Diámetro interior del conducto exterior de las bayonetas



Din_e	[m]	Diámetro exterior del conducto interior de las bayonetas
Din_i	[m]	Diámetro interior del conducto interior de las bayonetas
dp	[m]	Diámetro de partícula
dp_ast	Adim.	Número adimensional del diámetro de partícula
e_densa	Adim.	Porosidad de la fase densa
e_mf	Adim	Porosidad de mínima fluidización
e_rad	Adim	Emisividad
esf	Adim.	Esfericidad
espesor_refractario	[m]	Espesor del refractario del lecho
f_ast	Adim	Concentración mínima teórica de partículas a la salida del <i>riser</i>
f_bub	Adim	Fracción de burbujas en el lecho
f_densa	Adim	Concentración de partículas en la fase densa
f_diluida_media	Adim	Concentración media de partículas en la fase diluida
f_ex	Adim.	Concentración real de partículas a la salida del <i>riser</i>
g	[m/s ²]	Aceleración de la gravedad
Gs	[kg/m ² s]	Inventario de sólidos
h_conv	[W/m ² K]	Coef. de transferencia de calor por convección del exterior del lecho
H_diluida	[m]	Altura de la fase diluida
h_g_c	[W/m ² K]	Coef. de transferencia de calor por convección de la fase densa
h_gc_cluster	[W/m ² K]	Coef. de transferencia de calor por conducción de la fase diluida
h_gc_riser	[W/m ² K]	Coef. de transferencia de calor por convección de la fase diluida
h_mezcla	[kJ/kgK]	Entalpía del comburente de entrada



h_{p_c}	[W/m ² K]	Coef. de transferencia de calor por conducción de la fase densa
h_{rad}	[W/m ² K]	Coef. de transferencia de calor por radiación de la fase densa
h_{rad_riser}	[W/m ² K]	Coef. de transferencia de calor por radiación de la fase diluida
$H_{reactor}$	[m]	Altura del reactor
H_{refrig}	[m]	Altura del encamisado de refrigeración
h_{total}	[W/m ² K]	Coef. total de transferencia de calor de la fase densa
h_{total_lecho}	[W/m ² K]	Coef. de transferencia global del lecho
h_{total_riser}	[W/m ² K]	Coef. total de transferencia de calor de la fase diluida
k_{acero}	[W/mK]	Conductividad del acero
k_{aire_mezcla}	[W/mK]	Conductividad del comburente de entrada
k_g_{mezcla}	[W/mK]	Conductividad de los gases de combustión
$k_{refractario}$	[W/mK]	Conductividad del refractario del lecho
$L_{bayoneta}$	[m]	Longitud de las bayonetas de refrigeración
M_{comb}	[kg/s]	Caudal de combustible
m_{water}	[kg/s]	Caudal de agua de refrigeración
μ_{aire_mezcla}	[Pa·s]	Viscosidad dinámica del comburente de entrada
μ_g_{mezcla}	[Pa·s]	Viscosidad dinámica de los gases de combustión
$n_{CO2_circulante}$	[kmol/s]	Caudal molar de CO ₂ para alcanzar el régimen circulante
n_g	[kmol/s]	Caudal molar total de gases de combustión
$n_{N2_circulante}$	[kmol/s]	Caudal molar de N ₂ para alcanzar el régimen circulante
$n_{O2_circulante}$	[kmol/s]	Caudal molar de O ₂ para alcanzar el régimen circulante
P_{lecho}	[Pa]	Presión de funcionamiento del lecho



pci	[kJ/kg]	Poder calorífico inferior del combustible
POT	[kW]	Potencia del reactor
Q	[kg/s]	Caudal másico de gases
Q_aire_in	[kW]	Calor sensible del comburente de entrada
Q_ash_back	[kW]	Calor sensible de las partículas recirculadas
Q_ash_out	[kW]	Calor sensible de las partículas que abandonan el <i>riser</i>
Q_gas_out	[kW]	Calor sensible de los gases que abandonan el <i>riser</i>
Q_pared	[kW]	Calor transferido a través de la pared de la fase densa
Q_pared_riser	[kW]	Calor transferido a través de la pared de la fase diluida
Q_reaccion	[kW]	Calor de combustión (Potencia de reactor)
Qm	[kmol/s]	Caudal molar de gases
Qv	[m ³ /s]	Caudal volumétrico de gases
R_conv_1	[K/kW]	Resistencia térmica del tubo interior de las bayonetas
R_conv_2	[K/kW]	Resistencia térmica del tubo exterior de las bayonetas
R_termica_total	[K/kW]	Resistencia térmica total de las bayonetas
R1	[kW]	Potencia de la resistencia de precalentamiento de gases
Rconv_inf	[K/kW]	Resistencia térmica de transferencia de calor del exterior
Re_transp	Adim.	Número de Reynolds de las partículas
res_inox	[K/kW]	Resistencia térmica del acero del reactor
ro_aire_mezcla	[kg/m ³]	Densidad del comburente de entrada
ro_densa	[kg/m ³]	Densidad aparente de la fase densa
ro_diluida	[kg/m ³]	Densidad aparente de la fase diluida



ro_g	[kg/m ³]	Densidad del comburente de entrada
ro_lecho	[kg/m ³]	Densidad real de las partículas del lecho
sigma	[kJ/K]	Constante de Boltzman
T_amb	[°C]	Temperatura ambiente
T_ash_back	[°C]	Temperatura de las partículas recirculadas
T_in	[°C]	Temperatura de entrada del comburente
T_in_agua	[°C]	Temperatura de entrada del agua de refrigeración
T_lecho	[°C]	Temperatura de funcionamiento del lecho
T_out_agua	[°C]	Temperatura de salida del agua de refrigeración
T_pared	[°C]	Temperatura de la cara interna de la pared del lecho (fase densa)
T_pared_ext	[°C]	Temperatura de la cara externa de la pared del lecho (fase densa)
T_pared_ext_riser	[°C]	Temperatura de la cara externa de la pared del lecho (fase diluida)
T_pared_int_riser	[°C]	Temperatura de la cara interna de la pared del lecho (fase diluida)
tr	[s]	Tiempo de residencia de las partículas en el reactor
u_agua	[m/s]	Velocidad del agua de refrigeración
u_ciclón	[m/s]	Velocidad del gas en el ciclón
U_mf	[m/s]	Velocidad de mínima fluidización
U_t	[m/s]	Velocidad terminal
U_t_ast	Adim.	Número adimensional de la velocidad terminal
U_transp	[m/s]	Velocidad de transporte
U_transp_ast	Adim.	Número adimensional de la velocidad de transporte
x_CO2	Adim.	Proporción de CO2 en el comburente



x_N2	Adim	Proporción de N2 en el comburente
x_O2	Adim	Proporción de O2 en el comburente

Tabla 42. Variables de las simulación empleadas en EES

PROGRAMA 1. MODELO DE SIMULACIÓN

{DATOS DE DISEÑO}

Delta_P=8000 {Pa} {Caída de presión de diseño en el cuerpo del reactor}
tr=1,2 {s} {Tiempo de residencia de las partículas en el cuerpo del reactor}

D_reactor=0,1 {Díámetro de reactor}
S_reactor=3,1416*(D_reactor^2)/4

esf=0,86 {Esfericidad de las partículas}
dp=200*10^(-6) {m} {Diámetro de partícula}
ro_lecho=2700 {kg/m3}
e_mf=0,55 {Porosidad de mínima fluidización}

g=9,81
P_lecho=101300 {Pa} {Lecho a presión atmosférica}
T_lecho=900
T_amb=15

{MODELO DE SIMULACIÓN DE UN LECHO FLUIDO CIRCULANTE}

{FLUIDODINÁMICA}

{Cálculo de la Velocidad de mínima fluidización}

$$(1-e_{mf})*(ro_{lecho}-ro_g)*g = (150*((1-e_{mf})^2)*mu_g*U_{mf}/((esf^2)*(e_{mf}^3)*(dp^2)) + (1,75*(1-e_{mf})*ro_g*(U_{mf}^2)/(esf*(e_{mf}^3)*dp)) \quad \{Ecuación de Ergún\}$$

$$Re_p_{mf} = (U_{mf}*dp*ro_g)/mu_g$$

$$Ar = ((dp^3)*ro_g*(ro_lecho-ro_g)*g)/(mu_g^2)$$

$$\Delta P_{por_u_long} = (1-e_{mf})*(ro_{lecho}-ro_g)*g$$

{Cálculo de la Velocidad terminal}

$$dp_{ast} = dp(((ro_g*(ro_lecho-ro_g)*g)/(mu_g^2))^{(1/3)})$$

$$U_{t_ast} = U_t * (((ro_g^2)/(mu_g*(ro_lecho-ro_g)*g))^{(1/3)})$$

$$U_{t_ast} = 1 \quad \{Número adimensional de la velocidad terminal es igual a la unidad para dp=550um y esf = 0,86, según Kunig\}$$



{Velocidad de transporte}

$$Re_{transp}=2,28*Ar^{(0,49)}$$

$U_{transp}=4,5$ {m/s} {Parámetro de diseño, debe ser mayor que la velocidad terminal}

$U_{transp_ast}=(U_{transp}-U_{mf})/(U_t-U_{mf})$ {Número adimensional de la velocidad del gas}

{Balance de Presión} {Modelo de Kunii}

$$H_{reactor}=tr*U_{transp}$$

{Altura del reactor}

$$U_{transp}=uo$$

{Hipótesis de Geldart, grupo B para Fast Fluidized Bed}

$$a*uo=7$$

$$f_{ast}=0,01$$

{Concentración límite teórica de partículas

a la salida del reactor}

$$e_{densa}=f_{bub}+(1-f_{bub})*e_{mf}$$

$$f_{bub}=1/(1+1,3*((U_{transp}-U_{mf})^{(-0,8)})/fi_{bub})$$

$$fi_{bub}=0,3121+(0,129/U_{transp})-16,6*dp-2,61*10^{(-5)}*2335$$

$$f_{densa}=1-e_{densa}$$

$$f_{ex}=Gs/(ro_{lecho}*(uo-U_t))$$
 {f_ex -->Concentración de partículas a la salida del reactor} {Gs --> Inventario de sólidos [kg/m2s]}

$$H_{diluida}=(1/a)*ln((f_{densa}-f_{ast})/(f_{ex}-f_{ast}))$$

$$H_{densa}=H_{reactor}-H_{diluida}$$

{Concentración de partículas en fase diluida variable en función de la altura}

{Se calcula una concentración media}

$$f_{diluida_media}=f_{ast}+((f_{densa}-f_{ex})/(a*H_{diluida}))$$

$$ro_{diluida}=f_{diluida_media}*ro_{lecho}$$

$$ro_{densa}=f_{densa}*ro_{lecho}$$

{Balance de presiones}

$$W_{diluida}=A_{reactor}*ro_{lecho}*H_{diluida}*f_{diluida_media}$$

$$W_{densa}=A_{reactor}*ro_{lecho}*H_{densa}*f_{densa}$$

$$W_t=W_{diluida}+W_{densa}$$

$$\Delta P_{diluida}=W_{diluida}*g/A_{reactor}$$

$$\Delta P_{densa}=W_{densa}*g/A_{reactor}$$

$$\Delta P=\Delta P_{diluida}+\Delta P_{densa}$$

$$\Delta P+\Delta P_{ciclon}+\Delta P_{LS}=\Delta P_{sp}$$



{COMBUSTIÓN}

{Composición del comburente, en tanto por uno}

$$\begin{aligned}x_{O2} &= 0,4 \\x_{CO2} &= 0,6 \\x_{N2} &= 1 - x_{O2} - x_{CO2}\end{aligned}$$

{Propiedades del comburente}

$$\begin{aligned}ro_{O2} &= \text{Density}(O2; T=T_{lecho}; P=P_{lecho}) \\ro_{CO2} &= \text{Density}(CO2; T=T_{lecho}; P=P_{lecho}) \\ro_{N2} &= \text{Density}(N2; T=T_{lecho}; P=P_{lecho})\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}cp_{O2} &= \text{Cp}(O2; T=T_{lecho}) \\cp_{CO2} &= \text{Cp}(CO2; T=T_{lecho}) \\cp_{N2} &= \text{Cp}(N2; T=T_{lecho})\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}k_{O2} &= \text{Conductivity}(O2; T=T_{lecho}) \\k_{CO2} &= \text{Conductivity}(CO2; T=T_{lecho}) \\k_{N2} &= \text{Conductivity}(N2; T=T_{lecho})\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\mu_{O2} &= \text{Viscosity}(O2; T=T_{lecho}) \quad \{kgG/s\} \\\mu_{CO2} &= \text{Viscosity}(CO2; T=T_{lecho}) \quad \{m3G/s\} \\\mu_{N2} &= \text{Viscosity}(N2; T=T_{lecho}) \quad \{kmol/s\}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}ro_{aire_mezcla} &= x_{O2} * ro_{O2} + x_{CO2} * ro_{CO2} + x_{N2} * ro_{N2} \\cp_{aire_mezcla} &= x_{O2} * cp_{O2} + x_{CO2} * cp_{CO2} + x_{N2} * cp_{N2} \\k_{aire_mezcla} &= x_{O2} * k_{O2} + x_{CO2} * k_{CO2} + x_{N2} * k_{N2} \quad \{kmolO2/s\} \\mu_{aire_mezcla} &= x_{O2} * \mu_{O2} + x_{CO2} * \mu_{CO2} + x_{N2} * \mu_{N2} \quad \{kg\}\end{aligned}$$

{Caudal de gases a suministrar}

$$\begin{aligned}A_{reactor} &= \pi * ((D_{reactor}/2)^2) \quad \{m^2\} \\Q &= U_{transp} * ro_{aire_mezcla} * A_{reactor} \quad \{kgG/s\} \\Qv &= U_{transp} * A_{reactor} \quad \{m3G/s\} \\Qm &= U_{transp} * A_{reactor} / 22,4 \quad \{kmol/s\} \\n_{O2_CIRCULANTE} &= x_{O2} * Qm \quad \{kmolO2/s\} \\n_{CO2_CIRCULANTE} &= x_{CO2} * Qm \quad \{kmolCO2/s\} \\n_{N2_CIRCULANTE} &= x_{N2} * Qm \quad \{kmolN2/s\}\end{aligned}$$

$$M_{TOT_O2} = 32 * n_{O2_CIRCULANTE} \quad \{kg\}$$

{Estequiométría de los gases de salida}

{Composición del combustible}

$$\begin{aligned}c &= 0,6581 \quad \{\text{carbono en el combustible, tpu masa}\} \\o &= 0,0118 \quad \{\text{oxígeno en el combustible, tpu masa}\}\end{aligned}$$



$n = 0,0123$
 $h = 0,0213$
 $s = 0,0106$
 $cen = 0,2654$
 $w = 0,0205$
 $pci = 24009$

{nitrógeno en el combustible, tpu masa}
{hidrógeno en el combustible, tpu masa}
{azufre en el combustible, tpu masa}
{cenizas en combustible, tpu masa}
{humedad del combustible, tpu masa}
{PCI del combustible, kJ/kg}

{Número de kmoles de cada especie y de los gases por kg de combustible}

{Moles de cada especie de los gases por kg de combustible}

$n_{CO2} = (M_{comb} * c / 12) + n_{CO2_CIRCULANTE}$
 $n_{N2} = (M_{comb} * n / 28) + n_{N2_CIRCULANTE}$
 $n_{SO2} = M_{comb} * s / 32$
 $n_{H2O} = (M_{comb} * h / 4) + (M_{comb} * w / 18)$
 $n_{O2} = n_{O2_CIRCULANTE} - (M_{comb} * h / 4) - (M_{comb} * s / 32) - (M_{comb} * c / 12) + (M_{comb} * o / 32)$

$n_g = n_{CO2} + n_{N2} + n_{SO2} + n_{O2} + n_{H2O}$ {moles de gases secos por kg de combustible}

{Composición de los gases } { % }

$Conc_{CO2} = 100 * n_{CO2} / n_g$
 $Conc_{N2} = 100 * n_{N2} / n_g$
 $Conc_{SO2} = 100 * n_{SO2} / n_g$
 $Conc_{H2O} = 100 * n_{H2O} / n_g$
 $Conc_{O2} = 100 * n_{O2} / n_g$

{ $Conc_{O2} = 0$ } {Para calcular la potencia nominal para una composición del comburente fija, inicialmente se anula la concentración de O2 a la salida}

{Propiedades de los gases de escape}

$ro_{SO2} = \text{Density}(SO2; T=T_{lecho}; P=P_{lecho})$
 $ro_{H2O} = \text{Density}(Steam; T=T_{lecho}; P=P_{lecho})$

$cp_{SO2} = Cp(SO2; T=T_{lecho})$
 $cp_{H2O} = Cp(H2O; T=T_{lecho})$

$k_{SO2} = \text{Conductivity}(SO2; T=626)$
 $k_{H2O} = \text{Conductivity}(H2O; T=T_{lecho})$

$\mu_{SO2} = \text{Viscosity}(SO2; T=T_{lecho})$
 $\mu_{H2O} = \text{Viscosity}(H2O; T=T_{lecho})$

$ro_g_{mezcla} = (1/100) * (Conc_{O2} * ro_{O2} + Conc_{CO2} * ro_{CO2} + Conc_{N2} * ro_{N2} + Conc_{SO2} * ro_{SO2} + Conc_{H2O} * ro_{H2O})$
 $cp_g_{mezcla} = (1/100) * (Conc_{O2} * cp_{O2} + Conc_{CO2} * cp_{CO2} + Conc_{N2} * cp_{N2} + Conc_{SO2} * cp_{SO2} + Conc_{H2O} * cp_{H2O})$



$k_g_{mezcla} = (1/100) * (Conc_O2 * k_O2 + Conc_CO2 * k_CO2 + Conc_N2 * k_N2 + Conc_SO2 * k_SO2 + Conc_H2O * k_H2O)$

$\mu_g_{mezcla} = (1/100) * (Conc_O2 * \mu_O2 + Conc_CO2 * \mu_CO2 + Conc_N2 * \mu_N2 + Conc_SO2 * \mu_SO2 + Conc_H2O * \mu_H2O)$

$ro_g = ro_{aire_mezcla}$
 $\mu_g = \mu_{aire_mezcla}$

$Q_g = U_{transp} * ro_g * A_{reactor}$ {kgG/s} {Caudal de gases de salida}

$POT = 252$ {kW} {Potencia de trabajo}
 $POT = p_{ci} * M_{comb}$

{Cálculo de las cenizas}

$m_z = M_{comb} * cen$ {kg/s}
 $cp_z = 1,1254$ {kJ/kg}
 $T_{entrada_z} = T_{lecho}$

$Q_z = m_z * cp_z * (T_{entrada_z} - T_{amb})$ {Caudal de cenizas}

{BALANCE DE ENERGÍA}

{Datos conocidos sobre la transferencia de calor}

$k_{aislante} = 0,00$ {W/mK}
 $k_{refractario} = 0,04$ {W/mK}
 $k_{acero} = 16,3$ {W/mK}
 $espesor_{refractario} = 0,10$ {m}
 $espesor_{refractario_riser} = 0,10$ {m}
 $espesor_{inox} = 0,005$ {m}
 $espesor_{aislante} = 0,00$ {m}
 $espesor_{aislante_riser} = 0,00$ {m}
 $h_{conv} = 10$ {W/m2K}
 $eb = 0,7$
 $ew = 0,7$
 $e_{rad} = 0,6$
 $\sigma = 5,6704 * (10^{-8})$

{Balance del lecho }

$Q_{aire_in} + Q_{reaccion} + Q_{ash_back} = Q_{gas_out} + Q_{ash_out} + Q_{pared} + Q_{pared_riser} + Q_{extraer}$

{ Entradas y salidas de material en el lecho }

$T_{in} = 400$ {°C}
{Temperatura del comburente de entrada}



T_ash_bach=500 {°C}
{Temperatura de las partículas recirculadas}

Cp_ash=1
Q_aire_in = Q * cp_aire_mezcla * (T_in - T_amb)
{ kW, calor sensible del "aire" de entrada (respecto al ambiente) }
Q_ash_back = (Gs*3,1415*(dConexion^2)/4)* Cp_ash * (T_ash_bach - T_amb) { kW,
calor sensible de las partículas recirculadas (respecto al ambiente) }
Q_gas_out = Q_g * cp_g_mezcla * (T_lecho - T_amb) { kW,
calor sensible que escapa con los gases de salida }
Q_ash_out = (Gs*3,1415*(D_reactor^2)/4)* Cp_ash * (T_lecho - T_amb) { Caor
sensible de las partículas que abandonan el lecho por la parte superior del riser }

dConexion=L_ls/2
{Diámetro de la sección de conexión de la loopseal al lecho}

{Generación y transferencia desde el lecho}

Q_reaccion =POT
Q_pared = ((T_pared - T_pared_int) / res_inox) / 1000 { kW,
conducción de resistencia a pared interior }
Q_pared = h_total * A_lat * (T_lecho - T_pared) / 1000 { kW,
transferencia mixta al lecho }
A_lat=D_reactor*3,1415*H_densa
Q_pared = ((T_pared_int - T_pared_ext)/(res_refractario+res_ais))/1000 { kW,
conducción de resistencia a pared exterior }
Q_pared = h_conv * A_lat * (T_pared_ext - T_amb) / 1000 { kW,
convección de pared exterior al ambiente (área externa aprox. igual a la interna) }

{Transferencia desde el riser}

Q_pared_riser = ((T_pared_riser - T_pared_int_riser) / res_inox_riser) / 1000 { kW,
conducción de resistencia a pared interior }
Q_pared_riser = h_total_riser* A_lat_riser * (T_lecho - T_pared_riser) / 1000 { kW,
transferencia mixta al lecho }

A_lat_riser= D_reactor*3,1415*H_diluida
Q_pared_riser = ((T_pared_int_riser - T_pared_ext_riser)/(res_refr_riser+res_ais_riser))/1000 { kW, conducción de resistencia a pared exterior }
Q_pared_riser = h_conv * A_lat_riser * (T_pared_ext_riser - T_amb) / 1000 { kW, convección de pared exterior al ambiente (área externa aprox. igual a la interna) }

{ Coeficientes de trasnferencia por conducción en el lecho }

res_inox=(ln(radio_react_ext/radio_react_int))/(2*3,1415*k_acero*L_base)
{ 1/K, resistencia a la conducción de la pared del reactor }

L_base=H_densa

R=D_reactor/2

radio_react_ext = R + espesor_inox

radio_react_int = R



res_refractario = (ln(radio_refract_ext/radio_refract_int))/ (2*3,1415*k_refractario*L_base)
{ 1/K, resistencia a la conducción del material refractario que recubre resistencia }

radio_refract_int = radio_react_ext

radio_refract_ext = radio_refract_int + espesor_refractario

res_ais=0 {resistencia a la conducción del material refractario que recubre resistencia}

" Coeficiente global de transferencia de calor desde el lecho"

h_p_c = 0,7*h_pc_max

{W/m2K, coeficiente conductivo de las partículas, Zabrodsky et al. (Botterill, 1989)}

h_pc_max = 35,8 * (ro_lecho^0,2) * (k_aire_mezcla^0,6) * (1/dp^(0,36))

h_g_c = (0,009*Ar^0,5*Pr_aire^0,33* k_aire_mezcla)/dp

{W/m2K, coeficiente convectivo del gas, Baskakov et al. (1973) }

Pr_aire=cp_aire_mezcla*mu_g/k_aire_mezcla

h_rad =sigma*factor_rad*((T_lecho^4-T_pared_ext^4)/(T_lecho-T_pared_ext))

{W/m2K, coeficiente radiativo en el lecho}

factor_rad = 1/((1-eb)/eb+1+(1-ew)/ew)

h_total = h_p_c + h_g_c + h_rad

{W/m2K, coeficiente total de transferencia en el lecho}

{ Coeficientes de transferencia por conducción en el riser }

res_inox_riser=(ln(radio_react_ext_riser/radio_react_int_riser))/(2*3,1415*k_acero*L_riser)

{ 1/K, resistencia a la conducción de la pared del reactor }

L_riser=H_diluida

R_riser=D_reactor/2

radio_react_ext_riser = R_riser + espesor_inox

radio_react_int_riser = R_riser

res_refr_riser =

(ln(radio_refract_ext_riser/radio_refract_int_riser))/(2*3,1415*k_refractario*L_riser) { 1/K, resistencia a la conducción del material aislante que recubre refractario }

radio_refract_int_riser = radio_react_ext_riser

radio_refract_ext_riser = radio_refract_int_riser + espesor_refractario_riser

res_ais_riser=0 {resistencia a la conducción del material refractario que recubre resistencia}

{ Coeficiente global de transferencia de calor desde el riser}

{Coeficiente convectivo fase dispersa (BASU)}

h_gc_riser=0,023*Cpp*C_t*C_1*(k_g_mezcla/D_reactor)*Re_transp^(0,8)*Pr_CO2^(0,4)

{W/m2K, coeficiente convectivo del gas, Baskakov}

Pr_g=cp_g_mezcla*mu_g/k_g_mezcla

Cpp=1,1

C_t=(T_lecho/T_pared_ext_riser)^(0,5)

C_1=1+1,4*(D_reactor/H_reactor)

h_rad_riser=sigma*e_rad*((T_lecho^4-T_pared_ext_riser^4)/(T_lecho - T_pared_ext_riser))

{W/m2K, coeficiente radiativo en el freeboard}

{Coeficiente convectivo del cluster (BASU)}



$h_{gc_cluster}=1/((PI*0,2/(4*k_cluster*cp_cluster))^0,5)+(delta*dp/k_g_mezcla))$
 $cp_cluster=(1-e_cluster)*ro_lecho*1+e_cluster*ro_g*cp_g_mezcla$
 $delta=0,0282*(1-e_avg)^{-0,59}$
 $csf=1,23*(1-e_avg)^{0,54}$
 $k_cluster/k_g_mezcla=1+(M_m/N_n)$

$M_m=(1-e_cluster)*(1-(k_g_mezcla/k_particula))$
 $N_n=(k_particula/k_g_mezcla)+0,28*e_cluster^{(0,63*(k_g_mezcla/k_particula)^{0,18})}$

$e_cluster=1-csf$
 $k_particula=1,3$
 $e_avg=1-f_diluida_media$

$h_{total_riser} = (h_{gc_riser} + h_{rad_riser} + h_{gc_cluster}) + 2 * (h_{total} - (h_{gc_riser} + h_{rad_riser} + h_{gc_cluster})) * (1 - \exp(-a * H_{diluida} / 2)) / (a * H_{diluida})$ {W/m2K, coeficiente total de transferencia en el freeboard}

$h_{total_lecho} = (h_{total_riser} * H_{diluida} + h_{total} * H_{densa}) / H_{reactor}$

PROGRAMA 2. DISEÑO DE EQUIPOS DEL SISTEMA DE RECIRCULACIÓN DE PARTÍCULAS

{DISEÑO DEL DICLÓN}

$a_c/D_c=0,5$
 $b_c/D_c=0,22$
 $S_c/D_c=0,5$
 $D_e/D_c=0,5$
 $h_c/D_c=1,5$
 $H_{total_c}/D_c=4$
 $B_{dust}/D_c=0,375$
 $\Delta P_{ciclón}=N_H * ro_g * V_g c^{2/2}$

$N_H=16*a_c^2*b_c^2/(D_e^2)^2$

$Q_c=G_s * S_{reactor}$ {Caudal de gases del ciclón}
 $Q_c=a_c^2*b_c^2*V_g c$
 $V_g c=25$ {Velocidad de entrada del gas al ciclón, parámetro de diseño}

{Cálculo del número de vueltas del vórtice}

$N_{vortice}=(h_c+H_{total_c}/2)/a_c^2$

{Cálculo del diámetro de corte}

$D_{50_metros}=\sqrt{(9*mu_g*b_c^2)/(2*3,1415*N_{vortice}*ro_lecho*V_g_c)}$
 $D_{50_micras}=D_{50_metros}*1000000$



{Cálculo del rendimiento}

$$\eta_{1\text{micra}} = 1 / (1 + (D_{50\text{micras}} / D_{p\text{1micra}})^2)$$
$$D_{p\text{1micra}} = 1$$

$$\eta_{5\text{micra}} = 1 / (1 + (D_{50\text{micras}} / D_{p\text{5micra}})^2)$$
$$D_{p\text{5micra}} = 5$$

{DISEÑO DE LA LOOPSEAL}

{Caída de presión de la loopseal}

$$\Delta P_{LS} = 0,66 * (Q_{ls}) * ((A_{slit} / A_{suministro})^{(1,2)}) + \rho_{ls} * g * (H_{weir_ls} + \Delta H_{weir_l})$$

$$(Q_{ls}) = (2/3) * 0,007 * (1 - e_{ls}) * \rho_{lecho} * W_{ls} * (2 * g * ((\Delta H_{weir_ls})^3))^{(1/2)}$$

$$L_{ls} = 2,5 * d_{sp}$$
$$W_{ls} = (1/2) * L_{ls}$$
$$d_{sp} = B_{dust_2/2}$$
$$A_{slit} = W_{ls} * L_{ls}$$
$$A_{suministro} = (3,1415 * d_{sp}^2) / 4$$

$$H_{weir_ls} = (1/2) * L_{ls}$$
$$\Delta H_{weir_ls} = 0,8 * H_{weir_ls}$$

$$e_{ls} = 0,5$$
$$\rho_{ls} = \rho_{lecho} / (1 + e_{ls})$$

{DISEÑO DE LA STANDPIPE}

{Caída de presión de la standpipe}

$$\Delta P_{sp} / H_{sp} = (150 * ((1 - e_{mf})^2) * \mu_g * u_{slip_sp} / (g * (esf^2) * (e_{mf}^3) * (dp^2))) + (1,75 * (1 - e_{mf}) * \rho_g * (u_{slip_sp}^2) / (g * esf * (e_{mf}^3) * dp))$$

$$u_{slip_sp} = (u_g * sp / e_{mf}) + u_s * sp$$

$$u_{ls} = 1,25 * U_{mf}$$
$$Q_{ls} = u_{ls} * L_{ls} * W_{ls}$$
$$Q_{sp} = 0,05 * Q_{ls}$$
$$Q_{sp} = (3,1415 * (d_{sp}^2) / 4) * u_g * sp$$



PROGRAMA 3. DISEÑO DEL DISTRIBUIDOR

C_distrib=0,6

D_distrib=D_reactor

D_orificio=0,001

A_1_distrib=(D_distrib^2)*3,1415/4

Q_distrib=(ro_aire_mezcla*(Qv^2))/(2*(A_1_distrib^2)*Delta_P*(C_distrib^2))

Porc_orificios=sqrt(Q_distrib/(1+Q_distrib))

A_0_distrib=Porc_orificios*A_1_distrib

A_0_distrib=N_distrib*(D_orificio^2)*3,1415/4

PROGRAMA 4. CÁLCULO DE LA RESISTENCIA DE PRECALENTAMIENTO DE GASES

Q=0,01439

Q=m_gases {kg/s}

x_O2=0,4

x_CO2=0,6

x_N2=1-x_O2-x_CO2

T_in=400

{Gases de alimentación}

m_O2=x_O2*m_gases

m_CO2=x_CO2*m_gases

m_N2=x_N2*m_gases

{Mezcla de gases}

m_mezcla=m_O2+m_CO2+m_N2

T_ref=15

T_mezcla=40

h_CO2=Enthalpy(CO2;T=T_mezcla)-Enthalpy(CO2;T=T_ref)

h_O2=Enthalpy(O2;T=T_mezcla)-Enthalpy(CO2;T=T_ref)

h_N2=Enthalpy(N2;T=T_mezcla)-Enthalpy(CO2;T=T_ref)

h_mezcla=x_CO2*h_CO2+x_O2*h_O2+x_N2*h_N2

{Corriente despues de la resistencia R1}

h_CO2_caliente=Enthalpy(CO2;T=T_gases_calientes)-Enthalpy(CO2;T=T_ref)

h_O2_caliente=Enthalpy(O2;T=T_gases_calientes)-Enthalpy(CO2;T=T_ref)

h_N2_caliente=Enthalpy(N2;T=T_gases_calientes)-Enthalpy(CO2;T=T_ref)



h_mezcla_caliente=x_CO2*h_CO2_caliente+x_O2*h_O2_caliente+x_N2*h_N2_caliente

R1=m_mezcla*(h_mezcla_caliente-h_mezcla) {Para calentar los gases a 400 °C se necesita una resistencia de 5,1 kW}
{R1=6}

T_gases_calientes=T_in

PROGRAMA 5. SISTEMA DE REFRIGERACIÓN POR BAYONETAS

{Parámetros de entrada}

h_total_fase_densa=600 {W/m2K coef. de transferencia de calor de la fase densa}
k_acero=16,3 {Conductividad del acero}
T_lecho=900
Twater_in=20 {Temperatura del agua de entrada}
T_water_media=(Twater_in+Twater_out)/2

{Cálculo de las resistencias por conducción}

{Dimensiones de las bayonetas en m}

Dext_e=0,01
Dext_i=0,008
Din_e=0,004
Din_i=0,002

L_bayoneta=0,2 {Longitud de la bayoneta}

Rext=(ln(Dext_e/Dext_i))/(2*3,1415*L_bayoneta*k_acero)
Rin=(ln(Din_e/Din_i))/(2*3,1415*L_bayoneta*k_acero)

{Cálculo de las resistencias por convección}

{Convección exterior}

h_inf=h_total_fase_densa
Rconv_inf=1/(h_inf*Alat_ext)
Alat_ext=3,1415*D_bayoneta*L_bayoneta
D_bayoneta=0,01

{Convección agua de retorno}

Re_water_2=ro_water_2*D_bayoneta_2*u_water_2/mu_water_2
Pr_water_2=Prandtl(Water;T=T_water_media;P=101300)
ro_water_2=Density(Water;T=40;P=101300)
D_bayoneta_2=Dext_i-Din_e
u_water_2=0,0625*u_water_1



$\mu_{\text{water_2}} = \text{Viscosity}(\text{Water}; T=40; P=101300)$
 $c_p_{\text{water_2}} = \text{Cp}(\text{Water}; T=40; P=101300)$
 $k_{\text{water_2}} = \text{Conductivity}(\text{Water}; T=40; P=101300)$

$Nussel_{\text{water_2}} = 0,023 * (Re_{\text{water_2}}^{0,8}) * (Pr_{\text{water_2}}^{0,4})$
 $Nussel_{\text{water_2}} = h_{\text{conv_2}} * (D_{\text{ext_i}} - D_{\text{in_e}}) / k_{\text{water_2}}$

$R_{\text{conv_2}} = 1 / (h_{\text{conv_2}} * A_{\text{bayoneta_2}})$
 $A_{\text{bayoneta_2}} = 3,1415 * D_{\text{ext_i}} * L_{\text{bayoneta}}$

{Convección agua de alimentación}

$Re_{\text{water_1}} = \rho_{\text{water_1}} * D_{\text{bayoneta_1}} * u_{\text{water_1}} / \mu_{\text{water_1}}$
 $Pr_{\text{water_1}} = \text{Prandtl}(\text{Water}; T=T_{\text{water_in}}; P=101300)$
 $\rho_{\text{water_1}} = \text{Density}(\text{Water}; T=20; P=101300)$
 $D_{\text{bayoneta_1}} = D_{\text{in_i}}$
 $\mu_{\text{water_1}} = \text{Viscosity}(\text{Water}; T=20; P=101300)$
 $c_p_{\text{water_1}} = \text{Cp}(\text{Water}; T=20; P=101300)$
 $k_{\text{water_1}} = \text{Conductivity}(\text{Water}; T=20; P=101300)$

$Nussel_{\text{water_1}} = 0,023 * (Re_{\text{water_1}}^{0,8}) * (Pr_{\text{water_1}}^{0,4})$
 $Nussel_{\text{water_1}} = h_{\text{conv_1}} * D_{\text{in_i}} / k_{\text{water_1}}$

$R_{\text{conv_1}} = 1 / (h_{\text{conv_1}} * A_{\text{bayoneta_1}})$
 $A_{\text{bayoneta_1}} = 3,1415 * D_{\text{in_i}} * L_{\text{bayoneta}}$

{Resistencia térmica total}

$R_{\text{termica_total}} = R_{\text{ext}} + R_{\text{in}} + R_{\text{conv_inf}} + R_{\text{conv_2}} + R_{\text{conv_1}}$

{Balance energético final}

$Q_{\text{extraer}} = ((T_{\text{lecho}} - T_{\text{water_media}}) / R_{\text{termica_total}}) / 1000$
 $Q_{\text{extraer}} = m_{\text{water}} * c_p_{\text{water_1}} * (T_{\text{water_out}} - T_{\text{water_in}})$

$m_{\text{water}} = \rho_{\text{water_1}} * u_{\text{water_1}} * S_{\text{entrada_water}}$
 $S_{\text{entrada_water}} = 3,1415 * ((D_{\text{in_i}} / 2)^2)$

$m_{\text{water}} = 0,01 \text{ kg/s}$

PROGRAMA 6. SISTEMA DE REFRIGERACIÓN POR CAMISAS DE AGUA

$Q_{\text{extraer}} = 50 \text{ kW}$ { calor de diseño a refrigerar }
 $H_{\text{refrig}} = 0,5 \text{ m}$ { Altura de refrigeración }

$T_{\text{media}} = (T_{\text{in_agua}} + T_{\text{out_agua}}) / 2$
 $T_{\text{in_agua}} = 50 \text{ °C}$ { Temperatura de entrada del agua }
 $T_{\text{out_agua}} = 63 \text{ °C}$ { Temperatura de salida del agua }



T_lecho=900

h_total_fase_densa=629 {Coef. de transferencia de calor de la fase densa}

{Convección del lecho}

h_total=h_total_fase_densa

D_reactor=0,1

R_conveccion_lecho=1/(h_total*A_1)

A_1=pi*D_reactor*H_refrig

{Conducción de la pared del lecho}

R_conduccion_pared=(ln(radio_2/radio_1))/(2*pi*k_acero*H_refrig)

k_acero=16,3

radio_1=D_reactor/2

radio_2=radio_1+espesor_acero

radio_3=radio_2+espesor_agua

{Convección de la corriente del encamisado de agua}

R_conveccion_agua=1/(h_conveccion_agua*A_2)

A_2=pi*2*radio_2*H_refrig

k_agua=CONDUCTIVITY(Water;T=T_media;P=101300)

cp_agua=CP(Water;T=T_media;P=101300)

Pr_agua=PRANDTL(Water;T=T_media;P=101300)

ro_agua=DENSITY(Water;T=T_media;P=101300)

mu_agua=VISCOSITY(Water;T=T_media;P=101300)

m_agua=pi*(radio_3^2-radio_2^2)*ro_agua*u_agua

espesor_camisas=espesor_agua {Dato que se calcula en función de la temperatura de salida y de la potencia extraer fijadas}

espesor_acero=0,015

Re_agua=ro_agua*u_agua*D_hidraulico/mu_agua

Nusselt_agua=0,023*(Re_agua^0,8)*(Pr_agua^0,33)

Nusselt_agua=h_conveccion_agua*D_hidraulico/k_agua

D_hidraulico=((D_reactor+2*espesor_acero)+2*espesor_camisas)-(D_reactor+2*espesor_acero)

{Balance energético del sistema de refrigeración}

(T_lecho-T_cara_interna_reactor)/(R_conveccion_lecho)=(T_lecho-T_media)/(R_conveccion_lecho+R_conduccion_pared+R_conveccion_agua)

(T_lecho-T_cara_interna_reactor)/(R_conveccion_lecho)=(T_cara_externa_reactor-T_media)/(R_conveccion_agua)



$Q_{extraer} =$
 $(T_{lecho} - T_{media}) / (R_{conveccion_lecho} + R_{conduccion_pared} + R_{conveccion_agua}) / 1000$

$Q_{extraer} = m_{agua} * (h_{salida_agua} - h_{entrada_agua})$
 $h_{salida_agua} = ENTHALPY(H2O; T = T_{out_agua})$
 $h_{entrada_agua} = ENTHALPY(H2O; T = T_{in_agua})$

PROGRAMA 7. DISEÑO DEL SISTEMA DE EXTRACCIÓN DE CENIZAS

{Cálculo de las cenizas}

{Parámetros de entrada}

$D_{reactor} = 0,1$
 $M_{comb} = 0,0105 \text{ kg/s}$
 $cen = 0,2654$
 $T_{lecho} = 900$
 $T_{amb} = 15$
 $tiempo = 2$ {Duración máxima de las pruebas}
 $h_z = 20$ {W/m²K, coef. de transferencia de calor estimado de las cenizas}
 $ro_z = 1700$ {kg/m³}
 $T_{in_agua} = 50$
 $T_{out_agua} = 80$
 $D_{tubo} = 0,025$

{Cálculo del calor a extraer}

$m_z = M_{comb} * cen$ {kg/s}
 $m_z_{total} = 1,5 * m_z * 0,2$ {para tener en cuenta las cenizas de arena y caliza}

$m_z \text{ kg_h} = m_z_{total} * 3600$
 $V_z = m_z \text{ kg_h} * tiempo / ro_z$

$cp_z = 1,1254$ {kJ/kg}
 $T_{entrada_z} = T_{lecho}$

$Q_z = m_z_{total} * cp_z * (T_{entrada_z} - T_{amb})$

{Dimensionado del tubo de descarga de cenizas}

$Area_{tubo} = 3,1415 * D_{tubo} * H_{tubo}$

{Refrigeración del tubo de descarga de cenizas}

$Q_z = h_z * Area_{tubo} * DeltaT / 1000$

$DeltaT = (DeltaT_1 - DeltaT_2) / ln(DeltaT_1 / DeltaT_2)$



DeltaT_1=T_salida_z-T_in_agua
DeltaT_2=T_entrada_z-T_out_agua
T_salida_z=350

{Depósito}

H_dep=0,2
V_dep=V_z
V_dep=3,1415*((D_dep/2)^2)*H_dep



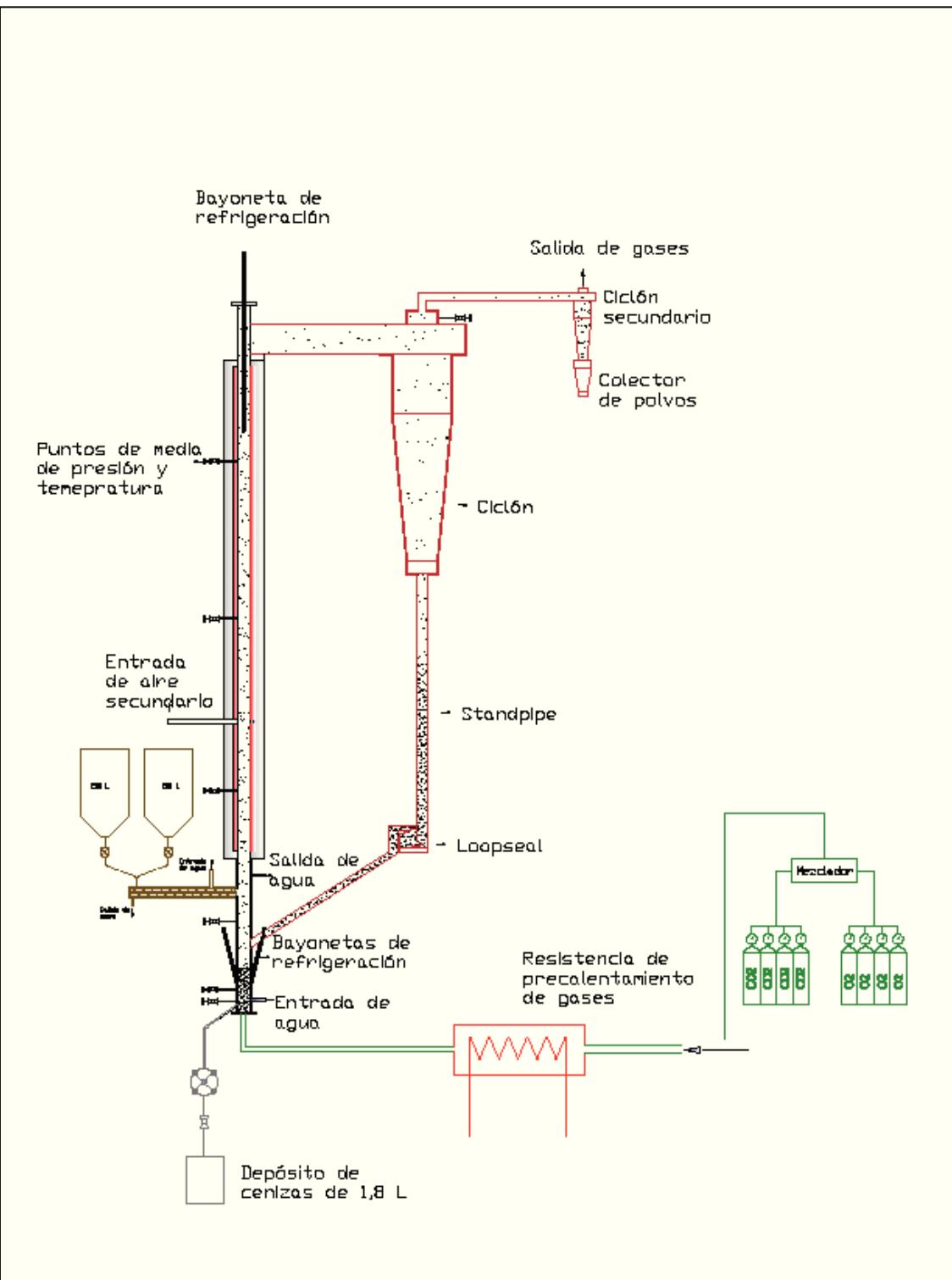
DISEÑO DE UN LABORATORIO DE OXICOMBUSTIÓN EN LECHO FLUIDO CIRCULANTE

ANEXO XI

PLANOS

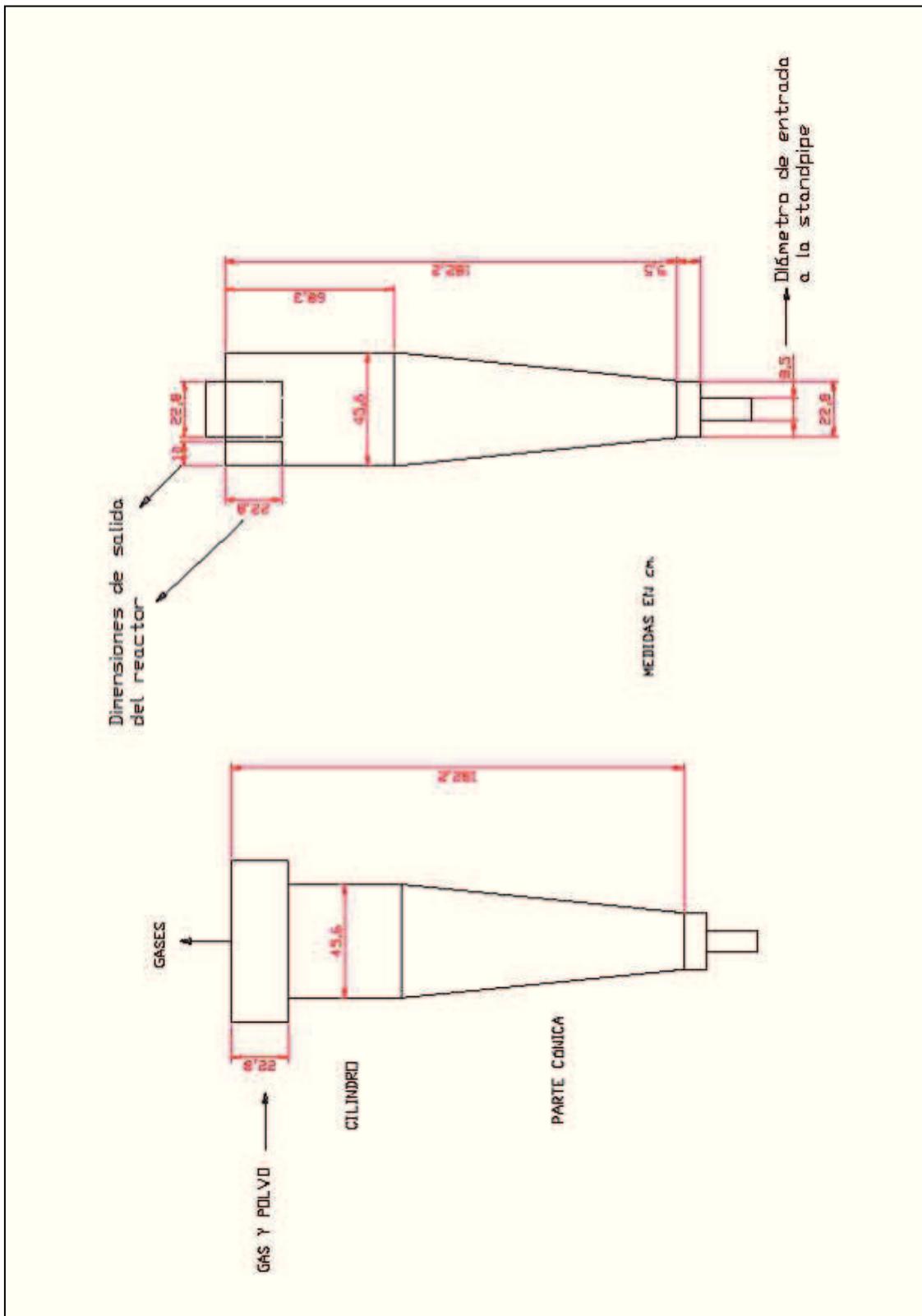
ANEXO XI PLANOS

ESQUEMA DE LA INSTALACIÓN



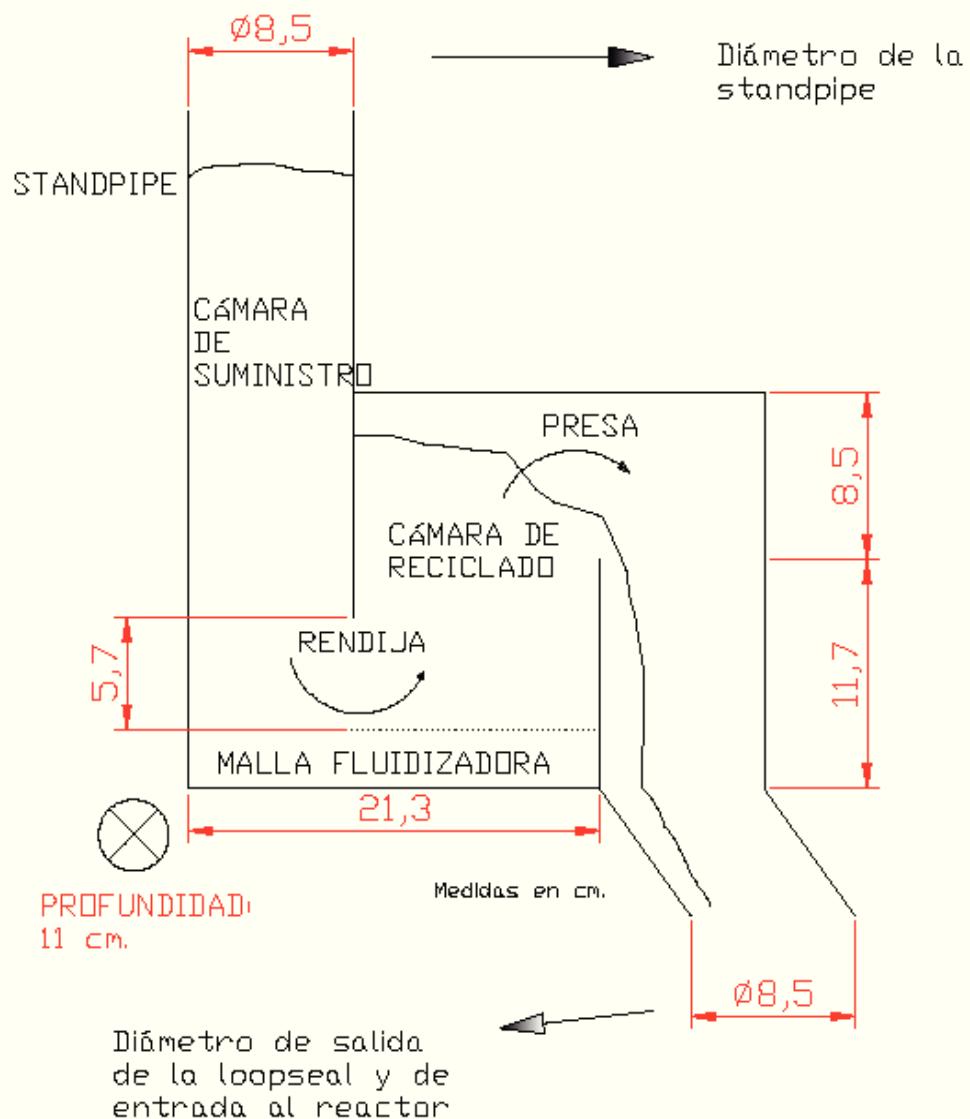


CICLÓN



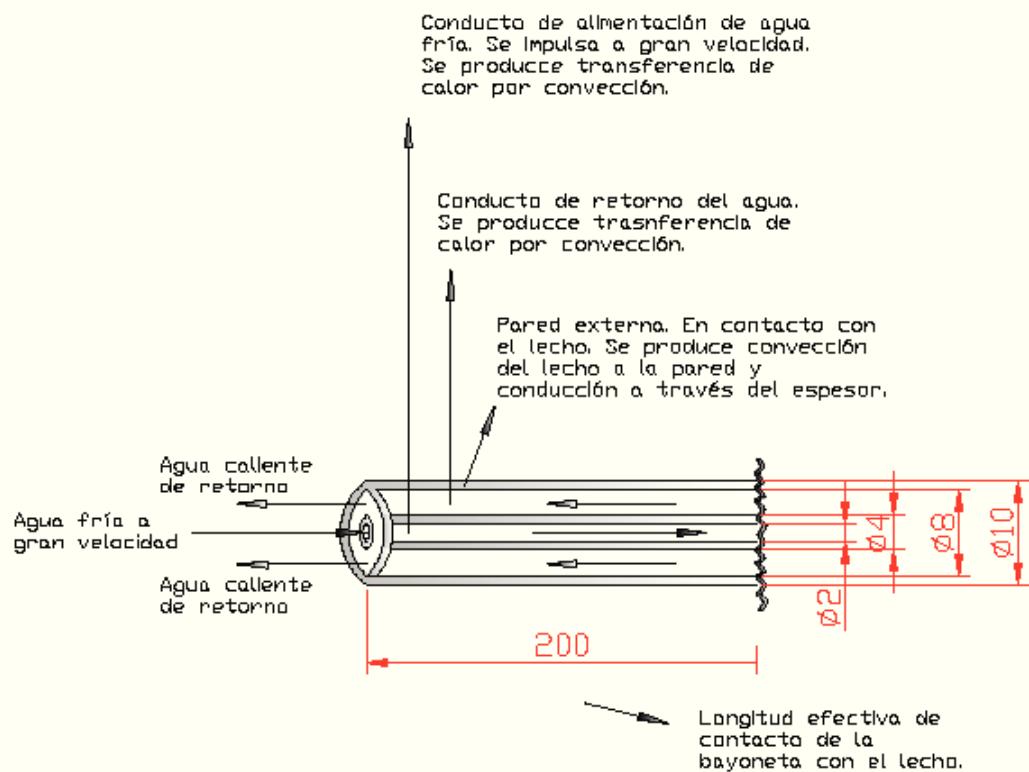


LOOPSEAL



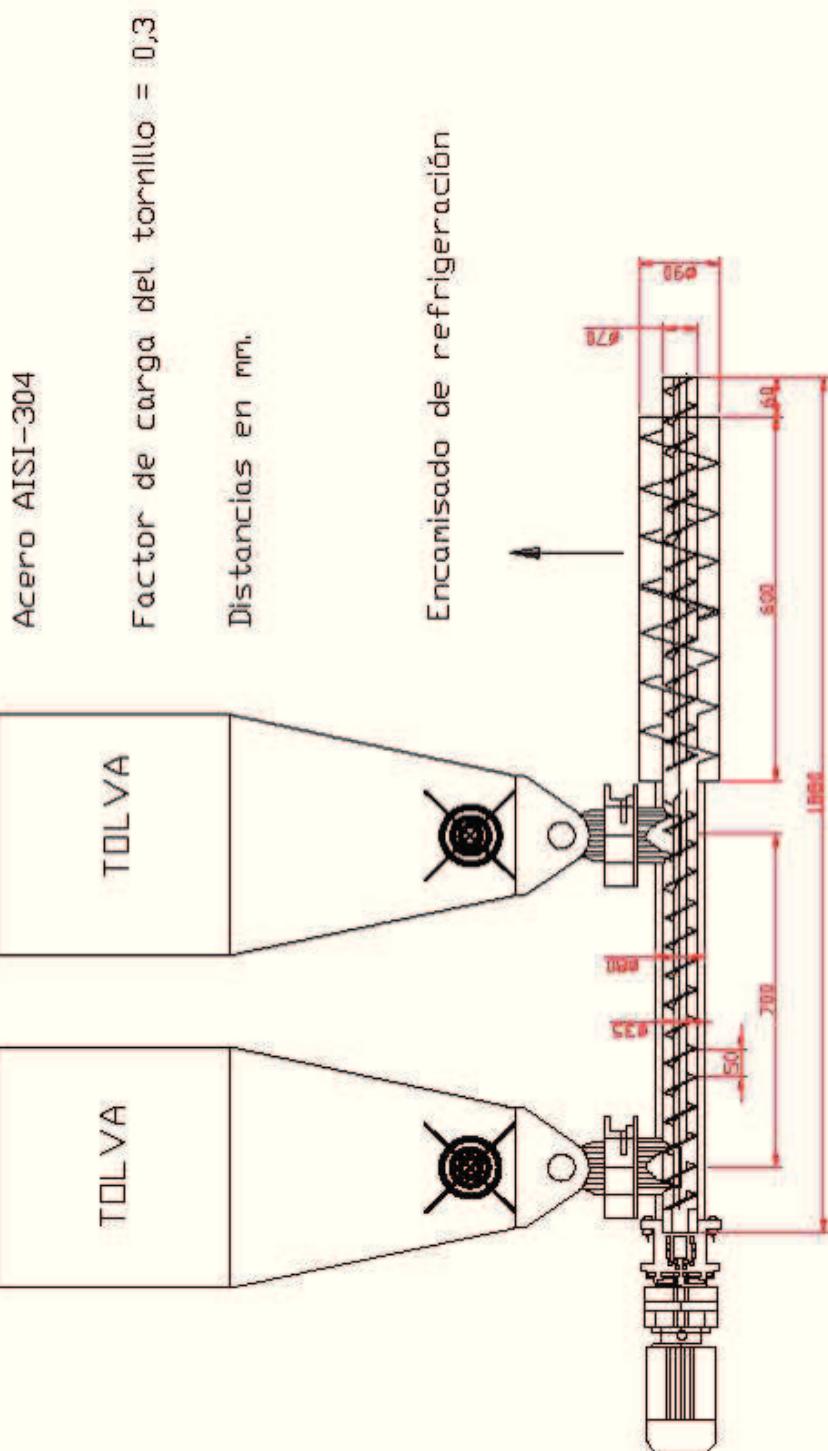


BAYONETA DE REFRIGERACIÓN



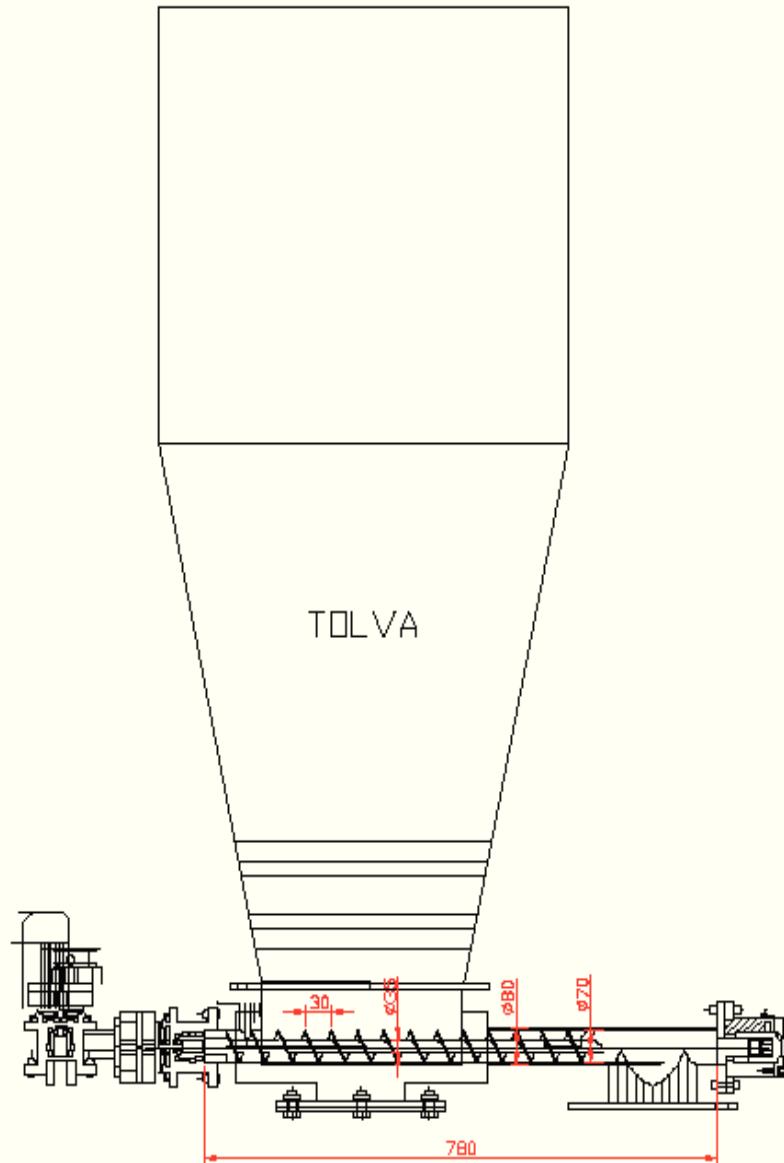


TORNILLO SINFÍN DE ALIMENTACIÓN





TORNILLOS SINFÍN DE DESCARGA



Acero AISI-304

Factor de carga del tornillo = 1

Distancias en mm.



BIBLIOGRAFÍA

- [1] L. M. Romero and L. I. Díez, "Design and operation assessment of an oxyfuel fluidized bed combustor," 2010.
- [2] Kunii D., Levenspiel O., Circulating fluidized-bed reactor, Chemical Engineering Science 52, 1997.
- [3] Pallarès D., Johnsson F., "Macroscopic modelling of fluid dynamics in large-scale circulating fluidized beds," no. 32, 2006.
- [4] J. R. Grace, "Contacting Modes and Behaviour Classification Gas-Solid and Other Two_Phase Suspensions," 1986.
- [5] D., Geldart, Types of gas fluidization. Powder Technol, 1973.
- [6] Stairmand C.J., The design and performance of cyclone separators., 1951, pp. 356-383.
- [7] Oka SN., Fluidized Bed Combustion., Marcel Dekker,, 2004.
- [8] P. Basu, Combustion and Gasification in Fluidized Beds, Taylor and Francis, 2006.
- [9] Y. W. C., Handboook of fluidization and fluid-particles, Marcel Dekker, 2003.
- [10] Ergun, S., Fluid flow through packed columns, 1952.
- [11] O. Haider, A. levenspiel, "Drag coefficient and terminal velocity of spherical and non-spherical particles," 1989.
- [12] Svenssion A., Johnsson F., Leckner B., "Fluid-dynamics of the bottom bed of circulating fluidized bed boilers," 1993.
- [13] Johnsson F., Andersson S., Leckner B, "Expansion of freely bubbling bed, Powder Technology," 1991.
- [14] Toomey R.D., Johnstone H.F., "Gaseous fluidization of solid particles," 1952.



- [15] F., Pallarès D.J. Johnsson, "Fluidodynamic modelling of large CFB units," 2002.
- [16] S. S. Zabrodsky, Hydrodynamics and heat transfer in fluidized beds., 1966.
- [17] Baskakov, A.P., Berg, B.V, "Heat Transfer to Objects Immersed in Fluidized Beds," 1973.
- [18] W.C., Yang, A model for the dynamics of a CFB loop, 1988.
- [19] S. R.E., "The prediction of overall collection efficiency of air pollution control devices from fractional efficiency curves," 1974.
- [20] L., Basu P. Cheng, "An analysis of loop-seal operations in a circulating fluidized bed," 2000.
- [21] Y. Wu, C. Wangb, Y. Tan, L. Jia and E. J. Anthony, "Characterization of ashes from a 100 kWth pilot-scale circulating fluidized bed., *CanmetENERGY, Natural Resources Canada, 1 Haanel Dr, Ottawa, ON, Canada K1A1M1*, 2010.
- [22] Y. Tan, L. Jia, Y. Wu, E.J. Anthony, "Experiences and results on a 0.8 MWth oxy-fuel operation pilot-scale circulating," *CanmetENERGY, Natural Resources Canada, 1 Haanel Drive, Ottawa, Ontario, Canada K1A 1M1*, 2011.
- [23] L.F. de Diego, A. Rufas, F. García-Labiano, M. de las Obras-Loscertales, A. Abad, P. Gayán, J. Adámez, "Optimum temperature for sulphur retention in fluidised beds working under," *Available online*, March 2012.
- [24] L. Duan, C. Zhao, W. Zhou, C. Qu and X. Chen, "Effects of operation parameters on NO emission in an oxy-fired CFB combustor," *Fuel Processing Technology*, vol. Volume 92, no. Issue 3, pp. 379-384, March 2011.
- [25] T. Czakier, K. Sztekler, S. Karski, D. Markiewicz, W. Nowak, "Oxy-fuel circulating fluidized bed combustion in a small pilot-scale test rig," *Czestochowa University of Technology, Faculty of Environmental Protection and Engineering, Dabrowskiego 73, 42-200 Czestochowa, Poland*, 2010.
- [26] J.S.M. Botterill JSM, A.G. Salway AG, Y. Teoman Y., "The effective thermal conductivity of high temperature particulate beds—I. Experimental determination," *International Journal of Heat and Mass Transfer*, no. 32, pp. 585-593, 1989.



- [27] Gnielinski V, New equations for heat and mass transfer in turbulent pipe and channel flow. *Int. Chem. Eng.*, 1976, p. 359–36..
- [28] Incropera FP, DeWitt DP., *Fundamentals of Heat and Mass Transfer.*, John Wiley & Sons, 2006.
- [29] Mills, A.F., *Heat Transfer*, Prentice Hall., 1999.
- [30] Lienhard JH IV, Lienhard JH V., *A Heat Transfer Textbook*, Phlogiston Press, 2011.
- [31] Pallarés D., "Large-scale fluidized bed combustion – modelling and mixing," *Seminario U. Carlos III*, Madrid., Mayo 2012.