



Agenzia nazionale per le nuove tecnologie, l'energia  
e lo sviluppo economico sostenibile



*Ministero dello Sviluppo Economico*

RICERCA DI SISTEMA ELETTRICO

Ossicombustione di polverino di carbone.  
Studio CFD del Reattore Fo.Sper.

*Antonio Di Nardo, Giorgio Calchetti*

Report RdS/2012/202

OSSICOMBUSTIONE DI POLVERINO DI CARBONE: STUDIO CFD DEL REATTORE FO.SPER.

Antonio Di Nardo, Giorgio Calchetti (ENEA)

Settembre 2012

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico - ENEA

Area: Produzione di energia elettrica e protezione dell'ambiente

Progetto: Studi sull'utilizzo pulito dei combustibili fossili, la cattura ed il sequestro della CO<sub>2</sub>

Responsabile del Progetto: Stefano Giammartini, ENEA

## Indice

<b>Sommario .....</b>	<b>4</b>
<b>Introduzione .....</b>	<b>5</b>
<b>1. L'impianto Fo.Sper.....</b>	<b>5</b>
<b>2. Modelli numerici e condizioni al contorno.....</b>	<b>10</b>
<b>3. Risultati delle simulazioni e confronto con i dati sperimentali.....</b>	<b>14</b>
<b>Conclusioni .....</b>	<b>31</b>
<b>Riferimenti bibliografici .....</b>	<b>31</b>

## Sommario

Nel presente rapporto è stata effettuata un'analisi termofluidodinamica dell'impianto Fo.Sper. di IFRF, alimentato a polverino di carbone e funzionante in modalità ossi-combustione. Una delle tecniche più promettenti per la separazione e la cattura della CO<sub>2</sub> è rappresentata dalla combustione in atmosfera di ossigeno puro e gas esausti riciccolati. L'utilizzo dei gas di ricircolo è necessario al contenimento delle temperature, che risulterebbero troppo elevate nel caso di solo ossigeno. In questo modo si riesce teoricamente ad ottenere gas di scarico con concentrazioni di CO<sub>2</sub> dell'ordine del 95%.

Una delle finalità del progetto dell' IFRF è proprio quella di rendere disponibili dati sperimentali utili a validare i modelli numerici. Le simulazioni sono state condotte con l'ausilio del codice Ansys-Fluent.

Nell'attività illustrata in questo rapporto vengono mostrati i risultati ottenuti da una prima serie di simulazioni CFD di tipo RANS. I primi risultati ottenuti sono incoraggianti, mostrando che le ipotesi fatte nello studio, vanno nella direzione giusta. L'attività prosegue ed attualmente l'aspetto modellistico è in fase di affinamento.

## Introduzione

Una delle tecniche più promettenti per la separazione e la cattura della CO<sub>2</sub> è rappresentata dalla combustione in atmosfera di ossigeno puro e gas esausti riciccolati. L'utilizzo dei gas di ricircolo è necessario al contenimento delle temperature, che risulterebbero troppo elevate nel caso di solo ossigeno. In questo modo si riesce teoricamente ad ottenere gas di scarico con concentrazioni di CO<sub>2</sub> dell'ordine del 95%. La tecnica suddetta può essere sfruttata per il retrofit di impianti esistenti o per i nuovi impianti da realizzare.

Con lo scopo di approfondire lo studio della tecnologia e di rendere disponibili dati sperimentali per validare i modelli numerici, l'IFRF ha realizzato un impianto sperimentale chiamato Fo.Sper. (Coraggio e Laiola., 2009), installato presso gli impianti ENEL di Livorno, in grado di operare sia in modalità oxy+flue\_gas che in aria ed alimentato a gas o polverino di carbone. In questo impianto i gas esausti vengono estratti, raffreddati, condensati ed in parte rispediti in camera di combustione, dopo essere stati preriscaldati ed arricchiti in ossigeno.

### 1. L'impianto Fo.Sper.

La fornace è di forma parallelepipedica, con una sezione di 2x2 m ed è lunga 6.25 m. È costituita di 11 sezioni refrattariate e raffreddate ad acqua, in modo da simulare l'estrazione di energia e quindi lo scambio termico che avviene in un impianto full-scale, il quale è costantemente monitorato. Le sonde di misura sono inserite attraverso 14 porte, disposte lungo la fornace (fig. 1.1).

Il posizionamento del bruciatore (fig. 1.2) avviene utilizzando una apposita flangia posta sul frontale del forno, dotata di 4 bocchelli (fig. 1.3) per l'alloggiamento degli ausiliari del bruciatore (i due rivelatori di fiamma, la torcia pilota e l'oblò di vista). Il bruciatore è essenzialmente costituito da 3 condotti concentrici (primario, secondario e terziario).

Il condotto interno (primario) è utilizzato per l'alimentazione del polverino di carbone. Tale condotto è stato realizzato in modo da essere estraibile dal resto del bruciatore ed in grado ospitare diverse configurazioni a carbone (Low-Nox e High-Nox). I diversi assetti al momento previsti prevedono un venturi, di tipo standard o ad ogiva, in modo da uniformare la distribuzione del polverino all'interno del tubo primario ed allo sbocco una pigna deflettrice, o dei denti stabilizzatori di fiamma con un cono deflettore od infine l'ugello carbone del bruciatore TEA-C (fig. 1.4).

L'aria comburente è alimentata tramite i condotti secondario e terziario. L'aria affluisce nel bruciatore attraverso le rispettive aperture di ingresso dotate di damper grazie ai quali è possibile la regolazione della portata nei singoli condotti. Il condotto secondario è dotato di uno swirler a palette fisse inclinate con angolo di 45°. Lo swirler è mobile assialmente ed il grado di generazione della vorticosità è dato dalla sua posizione rispetto all'ingresso dell'aria. Anche il condotto terziario è dotato di uno swirler a palette fisse inclinate con angolo di 30° ed è mobile assialmente.

Il bruciatore presenta nella parte centrale, all'interno di un portacanna mobile, la lancia dell'olio combustibile corredata dell'opportuno atomizzatore.

Il bruciatore è infine dotato di otto lance per gas, disposte nel condotto secondario alimentate da un barilotto fissato alla culatta primaria (fig. 1.5).

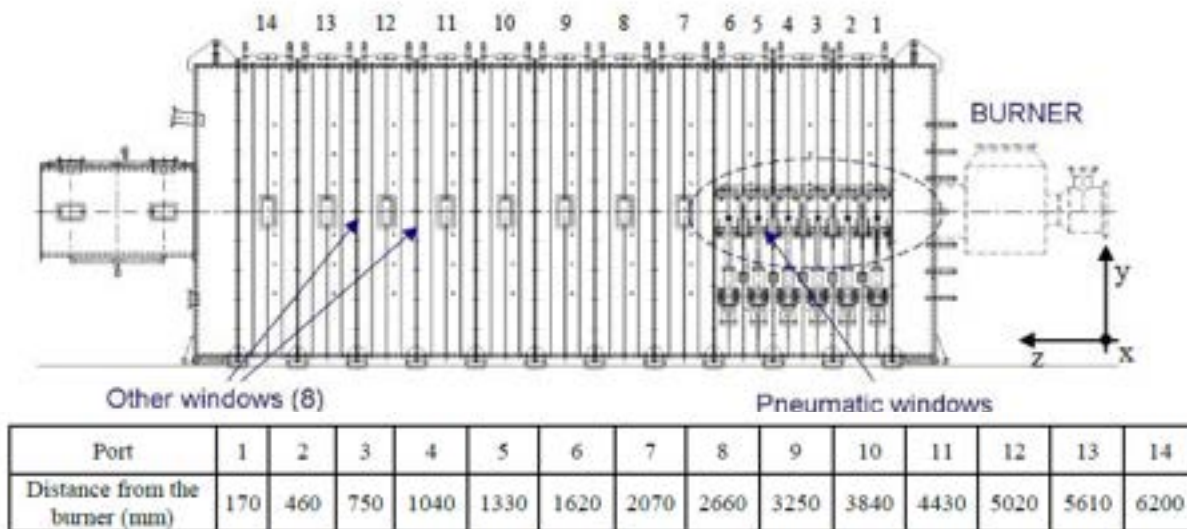


Figura 1.1 – Fornace sperimentale Fo.Sper.

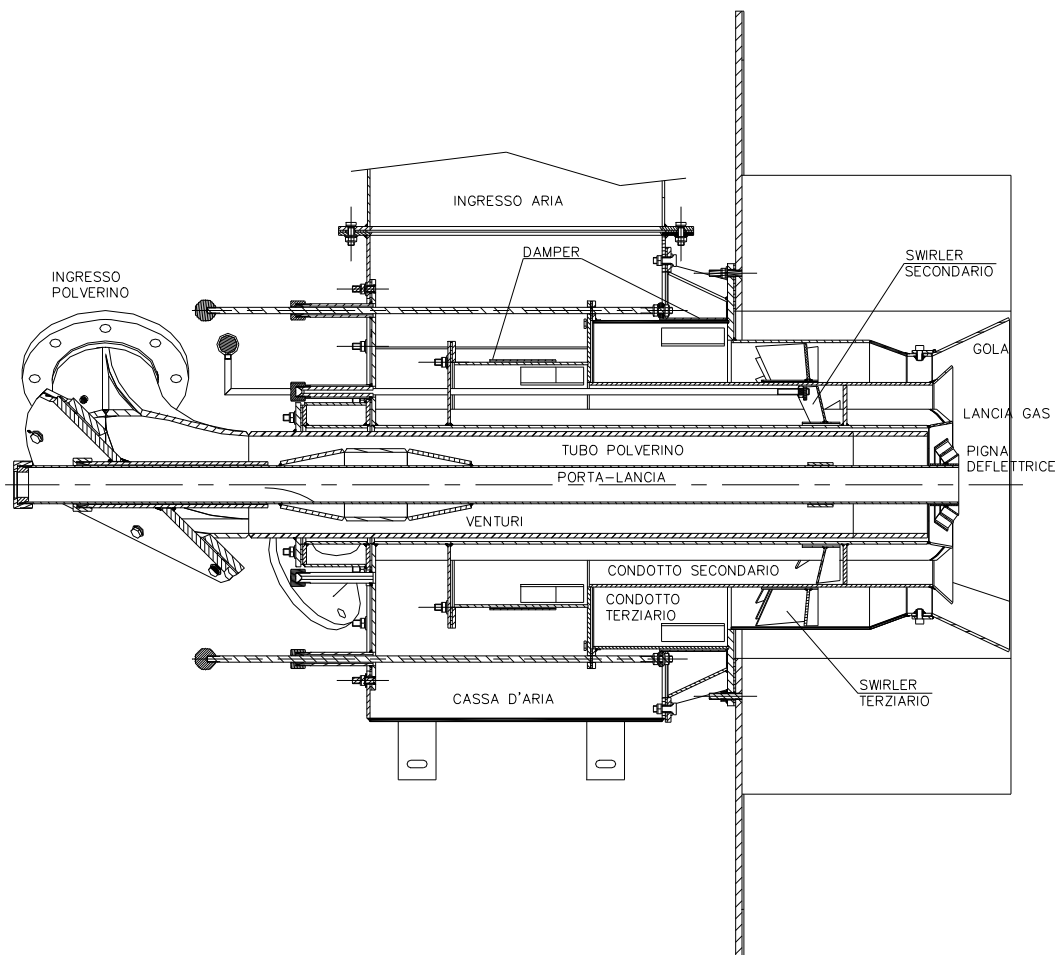


Figura 1.2 – Sezione trasversale del bruciatore

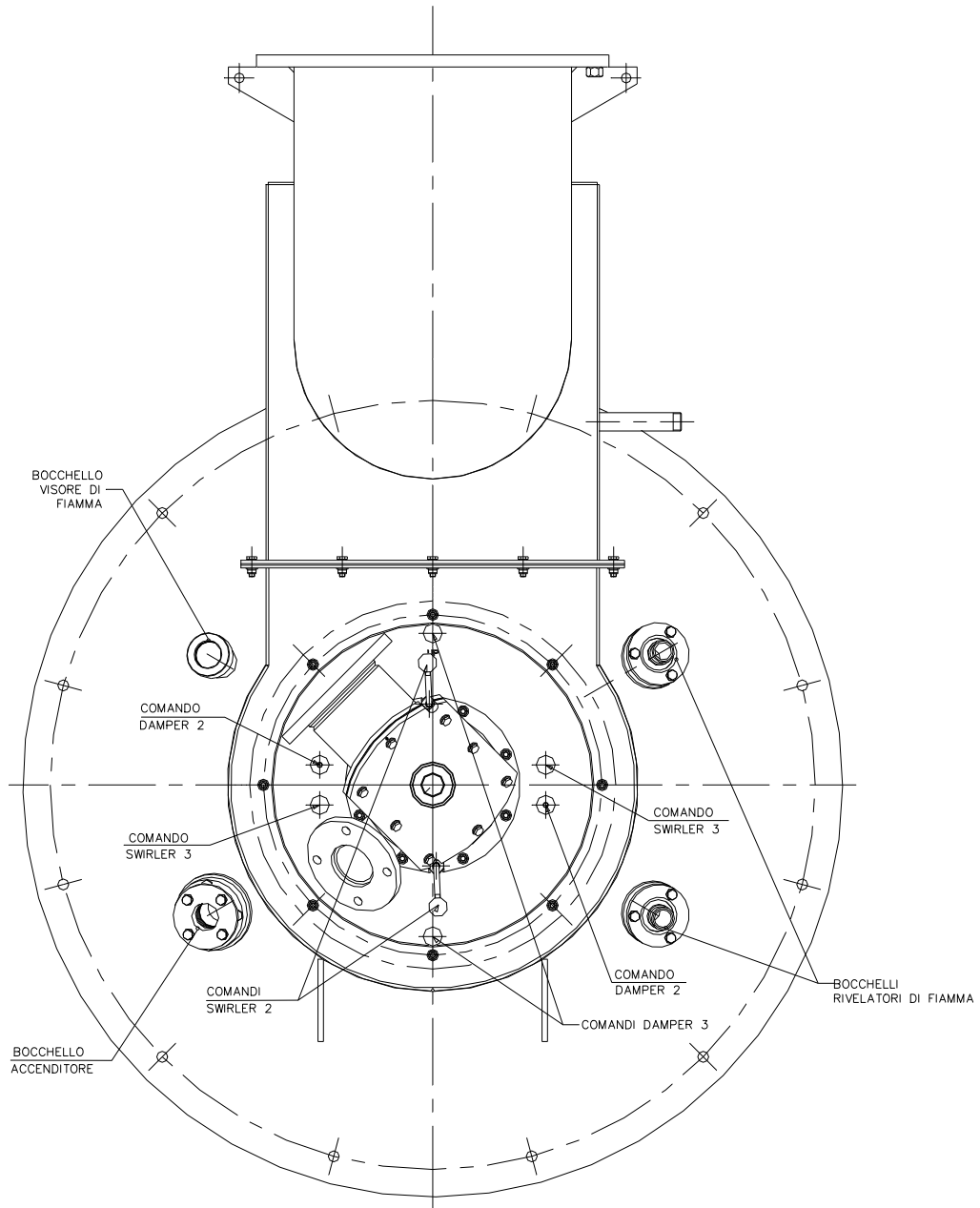


Figura 1.3 – Vista posteriore del bruciatore

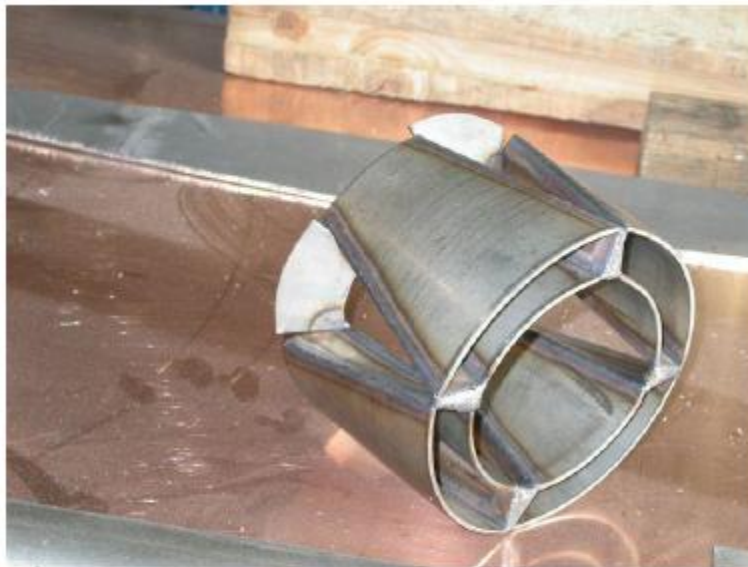


Figura 1.4 – Ugello carbone



Figura 1.5 – Vista frontale del bruciatore

## 2. Modelli numerici e condizioni al contorno

La simulazione del reattore Fo.Sper. è stata condotta utilizzando il software Ansys-Fluent. La mesh predisposta è una mesh ibrida, tetraedrica nella parte interna al bruciatore e prismatica (in parte a base triangolare in parte a base quadrilatera) nella camera di combustione. Si è sfruttata a questo proposito la periodicità del problema, limitandosi allo studio di un solo quarto dell'intero apparato. La simulazione è del tipo RANS ed il modello di turbolenza adottato il k-ε (Launder e Sharma, 1974). Il modello EDC (Eddy Dissipation Concept) (Magnussen, 1989) è stato adottato per la modellazione dei fenomeni chimici in fase gas. Per l'irraggiamento si è scelto il modello P1 (Cheng, 1964). Dai dati a disposizione è stata altresì estrapolata la distribuzione di temperatura sulle pareti (fig. 2.1). La traiettoria e lo scambio termico e di massa con la fase gas delle particelle è stata valutata secondo un approccio lagrangiano. Nella tabella 2.1 sono riportate le condizioni al contorno della simulazione nella configurazione ossi-combustione.

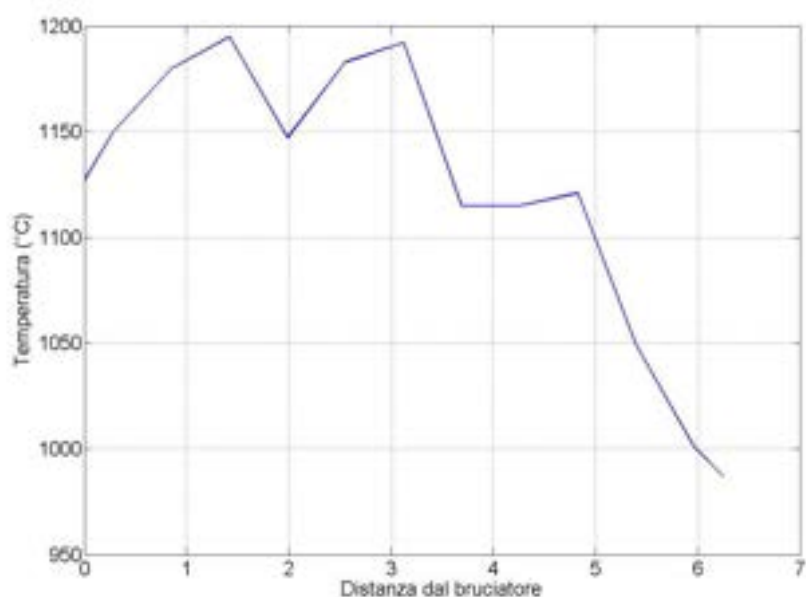


Figura 2.1 – Distribuzione di temperatura sulle pareti

Tab. 2.1 – Condizioni al contorno nella configurazione ossi-combustione

Flowrate	-	-	-	360 kg/h	360 kg/h	-	-	360 kg/h	360 kg/h
Flowrate of air	538 kg/h	-	-	501.8 kg/h	-	-	-	501.8 kg/h	-
Flowrate of air temperature	149°C	-	-	77°C	-	-	-	77°C	-
Flowrate of air	2798 kg/h	-	-	3100 kg/h	-	-	-	3100 kg/h	-
Flowrate of air temperature	251°C	-	-	250°C	-	-	-	250°C	-
Flowrate of internal camera	124 Nm <sup>3</sup> /h	54.5 Nm <sup>3</sup> /h	54.5 Nm <sup>3</sup> /h	92 Nm <sup>3</sup> /h	64 Nm <sup>3</sup> /h	54.5 Nm <sup>3</sup> /h	54.5 Nm <sup>3</sup> /h	92 Nm <sup>3</sup> /h	64 Nm <sup>3</sup> /h
Flowrate of air	-	730 kg/h	731.1 kg/h	-	718 kg/h	730 kg/h	731.1 kg/h	-	718 kg/h
Flowrate of air temperature	-	15.3°C	13.5°C	-	11°C	15.3°C	13.5°C	-	11°C
Flowrate of RFG	-	700 kg/h	693.4 kg/h	-	700 kg/h	700 kg/h	693.4 kg/h	-	700 kg/h
Flowrate of RFG temperature	-	125°C	120.25°C	-	76°C	125°C	120.25°C	-	76°C
Flowrate of RFG	-	1447 kg/h	871 kg/h	-	1063 kg/h	1447 kg/h	871 kg/h	-	1063 kg/h
Flowrate of RFG temperature	-	250°C	250°C	-	255°C	250°C	250°C	-	255°C
Flowrate of setting	0 – 100%	0 – 100%	0 – 100%	100 – 100%	100 – 100%	0 – 100%	0 – 100%	100 – 100%	100 – 100%
Flowrate of setting	100 – 100%	100 – 100%	100 – 100%	100 – 100%	100 – 100%	100 – 100%	100 – 100%	100 – 100%	100 – 100%
Flowrate of ratio	-	0.69	0.61	-	0.61	0.69	0.61	-	0.61
Flowrate of thermal input	2.7 MW <sub>t</sub>	2.7 MW <sub>t</sub>	2.7 MW <sub>t</sub>	2.5 MW <sub>t</sub>	2.5 MW <sub>t</sub>	2.7 MW <sub>t</sub>	2.7 MW <sub>t</sub>	2.5 MW <sub>t</sub>	2.5 MW <sub>t</sub>
<b>OUTPUT CONDITIONS</b>						<b>INPUT CONDITIONS</b>			
<b>NATURAL GAS</b>						<b>NATURAL GAS</b>			
<b>AIR</b>						<b>AIR</b>			
<b>OXY</b>						<b>OXY</b>			
Flowrate of air temperature	1100°C	1050°C	1025°C	1130°C	1250°C	1050°C	1025°C	1130°C	1250°C
Flowrate of heat extracted	1.115 MW	1.186 MW	1.28 MW	0.873 MW	0.93 MW	1.186 MW	1.28 MW	0.873 MW	0.93 MW
Flowrate of	1.9%	3.2%	3%	3.9%	2.76%	3.2%	3%	3.9%	2.76%
Flowrate of	-	11 ppm	12 ppm	0 ppm	19 ppm	11 ppm	12 ppm	0 ppm	19 ppm
Flowrate of	10.8%	68.7%	73.7%	15.5%	76.22%	68.7%	73.7%	15.5%	76.22%
Flowrate of	66 ppm	120 ppm	268 ppm	171 ppm	238 ppm	120 ppm	268 ppm	171 ppm	238 ppm
Flowrate of	-	-	-	314 ppm	646 ppm	-	-	314 ppm	646 ppm
Flowrate of	-	-	-	302 mg/MJ	330.7 mg/MJ	-	-	302 mg/MJ	330.7 mg/MJ
<b>COAL</b>						<b>COAL</b>			
<b>AIR</b>						<b>AIR</b>			
<b>OXY</b>						<b>OXY</b>			

I fenomeni di pirolisi possono essere considerati come un processo a due stadi. Durante la pirolisi primaria le particelle di carbone si decompongono rilasciando la frazione volatile, composta da TAR, idrocarburi leggeri e gas. Nel secondo stadio il TAR si decompone a sua volta producendo soot, idrocarburi leggeri e gas (principalmente CO e H<sub>2</sub>). Il carbone bruciato nella campagna sperimentale è il Sebuk Indonesia, con le caratteristiche illustrate nella tabella 2.2

Tab. 2.2 – Analisi del carbone indonesiano Sebuk

Proximate Analysis	Mass Fraction (% dry)
Moisture	8.4*
Fixed carbon	51.1
Volatile matter	37.0
Ash	11.9
Ultimate Analysis	Mass Fraction (% dry)
C	71.4
H	4.1
N	1.4
S	0.5
O (by difference)	10.7
HHV	6202 kcal/kg
LHV	5959 kcal/kg

Per la distribuzione granulometrica effettiva in figura 2.2 è stata ipotizzata una distribuzione Rosin-Rammler, con diametro medio 60µm e spread factor di 1.08, che descrive abbastanza accuratamente la curva reale.

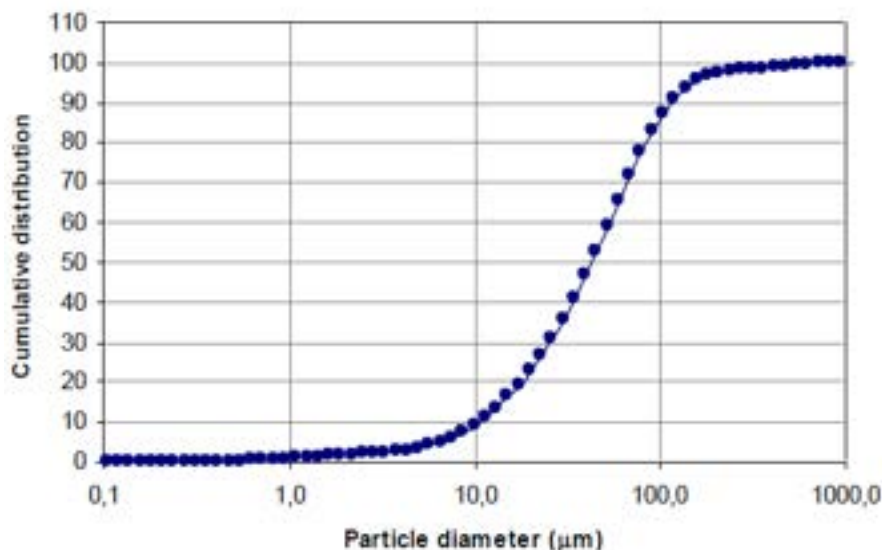


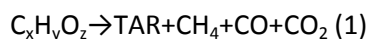
Figura 2.2 – Distribuzione cumulativa della granulometria del carbone

Il fenomeno di rilascio volatili è stato modellato con il CPD (Chemical Percolation Devolatilization) model (Grant et al.,1989, Fletcher et al.,1990, 1992). Questo descrive il processo che il carbone subisce a seguito di un riscaldamento molto rapido, basandosi sull’analisi della trasformazione chimico-fisica della sua struttura. Il modello è in grado di predire accuratamente i tassi e le quantità di prodotti rilasciati, usando come input i dati sperimentali provenienti dalla risonanza magnetica nucleare (NMR). Non è necessario quindi effettuare calibrazioni del modello con dati sperimentali provenienti da fornaci tipo drop-tube, come richiesto invece dai modelli empirici. Nel caso in esame, le quantità, le proporzioni ed i tassi di rilascio delle differenti specie, sono state desunte dalla letteratura per un carbone molto simile, per il quale erano state ricavate appunto attraverso il modello CPD (tab. 2.3).

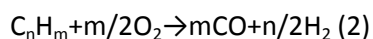
Tab. 2.3 – Composizione specie volatili

<i>Fixed carbon</i>	44,66%
<i>TAR</i>	23,40%
<i>CH<sub>4</sub></i>	4,86%
<i>H<sub>2</sub>O</i>	11,61%
<i>CO</i>	5,37%
<i>CO<sub>2</sub></i>	4,44%
<i>other</i>	5,66%

Le specie volatili sono state rappresentate con un’unica pseudo molecola del tipo C<sub>x</sub>H<sub>y</sub>O<sub>z</sub>, che si decompone in fase gas attraverso una reazione infinitamente veloce in:



Il TAR, approssimato con la molecola C<sub>n</sub>H<sub>m</sub>, con rapporto C/H=1.1 (Chen e Niksa, 1992), viene parzialmente ossidato secondo la reazione:



La cinetica di ossidazione del TAR è stata modellata secondo una reazione al primo ordine (tab. 3), mentre è stata trascurata la formazione del soot.

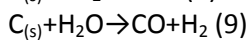
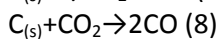
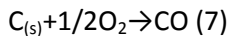
I gas leggeri rilasciati durante la pirolisi primaria reagiscono secondo il meccanismo semplificato di Jones e Lindstedt (1988), le cui costanti sono riportate in tabella 2.4:

Tab. 2.4 – Costanti delle reazioni in fase gas

	Reaction, kmol/s·m <sup>3</sup>	A <sub>rj</sub>	E <sub>rj</sub> /R, K
1	$\frac{dC_{C_6H_6}}{dt} = A_{r1} \cdot \exp(-E_{r1}/RT_g) [C_{C_6H_6}][O_2]$	3.8 · 10 <sup>7</sup>	6670
2	$\frac{d[CH_4]}{dt} = A_{r2} \cdot \exp(-E_{r2}/RT_g) [CH_4]^{0.5} [O_2]^{1.25}$	4.4 · 10 <sup>11</sup>	15098
3	$\frac{d[CH_4]}{dt} = A_{r3} \cdot \exp(-E_{r3}/RT_g) [CH_4][H_2O]$	3.1 · 10 <sup>8</sup>	15098
4	$\frac{d[CO]}{dt} = A_{r4} \cdot \exp(-E_{r4}/RT_g) [CO][O_2]^{0.3} [H_2O]^{0.5}$	2.5 · 10 <sup>8</sup>	8052
5	$\frac{d[H_2O]}{dt} = A_{r5} \cdot \exp(-E_{r5}/RT_g) [H_2][O_2]^{0.5}$	7.9 · 10 <sup>10</sup>	17614

L'interazione turbolenza-chimica in fase gas, è stata trattata attraverso il modello EDC, il quale immagina di suddividere il dominio nelle cosiddette "fine structures", corrispondenti alle celle computazionali. Si suppone quindi che tutte le reazioni omogenee in fase gas avvengano nelle "fine structures", che sono trattate come reattori perfettamente miscelati, in cui il tempo di residenza è determinato dalle caratteristiche locali della turbolenza.

Una volta che le specie volatili sono state rilasciate durante la pirolisi primaria, il char restante nelle particelle di carbone reagisce in fase eterogenea con il gas circostante. Il meccanismo adottato in questo caso è il seguente:



La reazione (7) è importante nella combustione in aria, mentre la (8) diventa importante nel caso di ossi-combustione, a causa delle elevate pressioni parziali della CO<sub>2</sub>. La reazione (9) assume rilevanza solo nelle condizioni tipiche della gassificazione. Il tasso delle reazioni superficiali è determinato dalla cinetica intrinseca (Smith, 1982) delle reazioni (7)-(9), le cui costanti sono riportate in tabella 2.5 e dalla velocità di diffusione delle specie gassose reagenti all'interno della particella (Baum e Street, 1971).

Tab. 2.5 – Costanti delle reazioni superficiali

Reaction	A <sub>rj</sub> , kg/s·m <sup>2</sup> ·Pa	E <sub>rj</sub> , J/kmol	Order n	Reference
6	0.005	74 · 10 <sup>6</sup>	1	Field (1969)
7	6.3510 <sup>-3</sup>	162 · 10 <sup>6</sup>	1	Smoot (1997)
8	1.9210 <sup>-3</sup>	147 · 10 <sup>6</sup>	1	Smoot (1997)

### 3. Risultati delle simulazioni e confronto con i dati sperimentali

Di seguito riportiamo i risultati ottenuti in una prima serie di simulazioni. Tali simulazioni sono relative alla modalità di funzionamento Oxy, con l'approccio modellistico e con le condizioni al contorno indicate nel precedente paragrafo 2.

Nelle figure 3.1, 3.2, 3.3, sono riportate le traiettorie delle particelle di carbone che evidenziano la presenza dello swirl, cioè della componente rotatoria tangenziale sulle particelle stesse. Tale swirl fa in modo che le particelle abbiano, almeno nella prima parte del loro percorso, un moto elicoidale all'interno della camera di combustione. L'effetto dello swirl è, tra gli altri, anche quello di determinare un aumento del tempo di permanenza delle particelle di carbone in prossimità della zona di immissione. Questo, unitamente al fatto che le dimensioni delle particelle sono contenute (valor medio 60 micrometri), fa sì che il processo di devolatilizzazione inizi e sostanzialmente si esaurisca in prossimità dell'immissione delle particelle stesse, come si può vedere dalla fig. 3.4.

Una volta che il processo di devolatilizzazione è avvenuto rimane la parte solida (char), e dalla fig. 3.5 possiamo vedere che questa fase del processo di combustione del carbone (reazione in fase eterogenea solido-gas) avviene anch'essa in prossimità della zona di ingresso della camera di combustione.

Per quanto riguarda i volatili, una volta rilasciati, questi reagiranno mediante reazioni in fase omogenea (gas-gas) secondo le reazioni 3...6 per quanto riguarda i gas 'leggeri', mentre il Tar reagirà secondo la reazione 2 descritta nel paragrafo precedente.

Nelle figure 3.6---3.12 vengono riportati i campi di concentrazione delle varie specie, a partire dalla concentrazione dei volatili che, come è stato detto precedentemente, abbiamo schematizzato con una specie  $C_xH_yO_z$  che si decompone nei varie specie gassose mediante la reazione 1.

Nelle figure 3.13 e 3.14 sono riportati i campi della concentrazione del Tar e delle temperature, rispettivamente.

I risultati di questa prima serie di simulazioni sono stati messi a confronto con alcuni dati sperimentali misurati in alcune delle 14 porte collocate lungo la camera di combustione, così come descritto sopra, nel paragrafo 1. In particolare vengono confrontati gli andamenti della concentrazione di CO e di O<sub>2</sub> e di temperatura nelle porte 1,2,4,5,10,14. In ciascuna di queste porte vengono riportati gli andamenti radiali.

Le figure 3.15---3.32 mostrano i risultati di tali confronti.

Per quanto riguarda la concentrazione di CO e di O<sub>2</sub> possiamo vedere che sostanzialmente si ha un accordo qualitativo, anche se in alcuni casi, come ad esempio la concentrazione di O<sub>2</sub> relativamente alle porte 1,4,6 l'accordo quantitativo non è rilevabile. Tale accordo migliora per le porte più distanti dall'ingresso alla camera di combustione.

Per quanto riguarda la temperatura la rispondenza dei risultati delle simulazioni con i dati sperimentali è nettamente migliore.

Sicuramente avendo adottato uno schema cinetico molto semplificato è da aspettarsi che ci possa essere un certo disaccordo per quanto riguarda la concentrazione delle specie, mentre il modello è abbastanza adeguato per quanto riguarda l'aspetto energetico, come sembra indicare l'andamento delle temperature.

Teniamo anche conto del fatto che le simulazioni fin qui illustrate sono di tipo RANS che, considerando solo i valori medi delle quantità in gioco, non tengono in alcun conto fenomeni legati alle fluttuazioni.

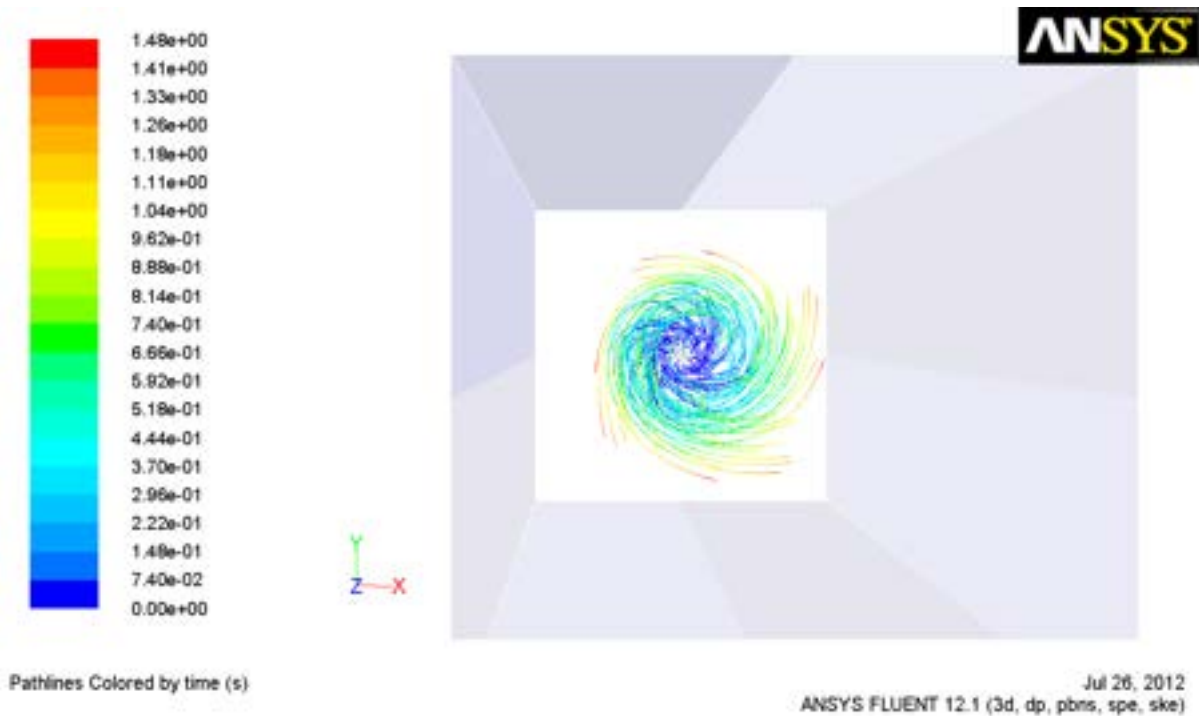


Figura 3.1 - Traiettoria particelle di carbone (vista frontale)

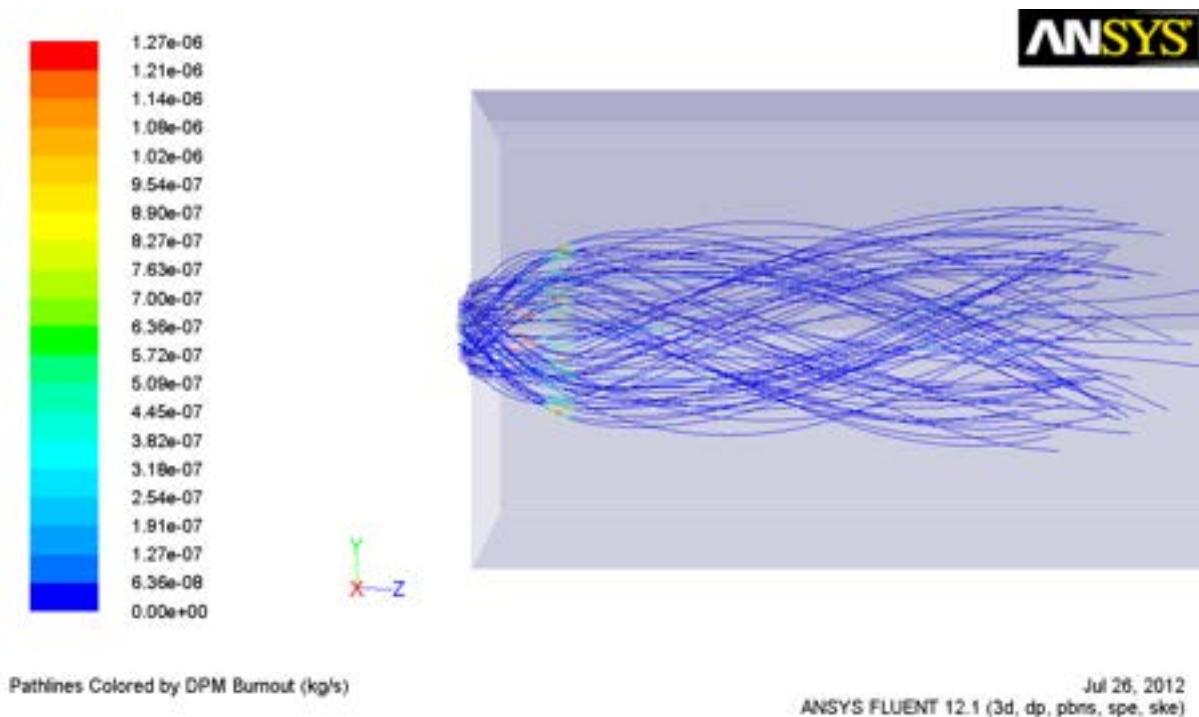


Figura 3.2 - Traiettoria particelle di carbone (vista laterale)

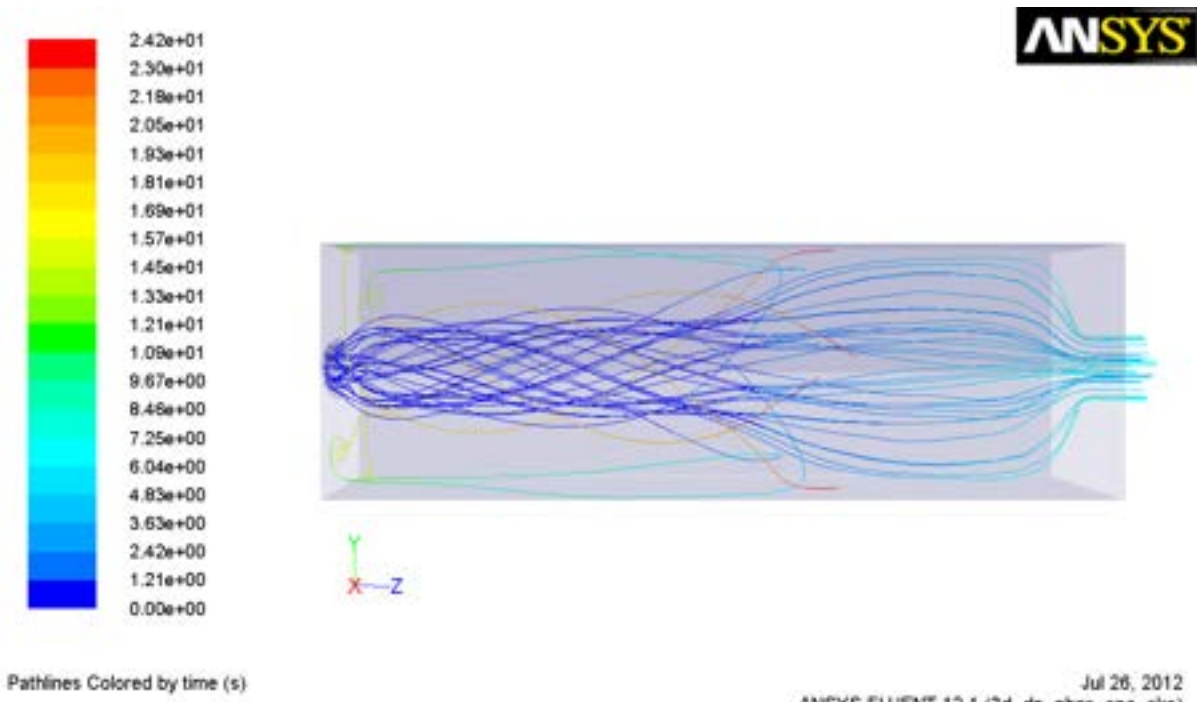


Fig 3.3 - Traiettoria particelle di carbone (tempo di residenza)

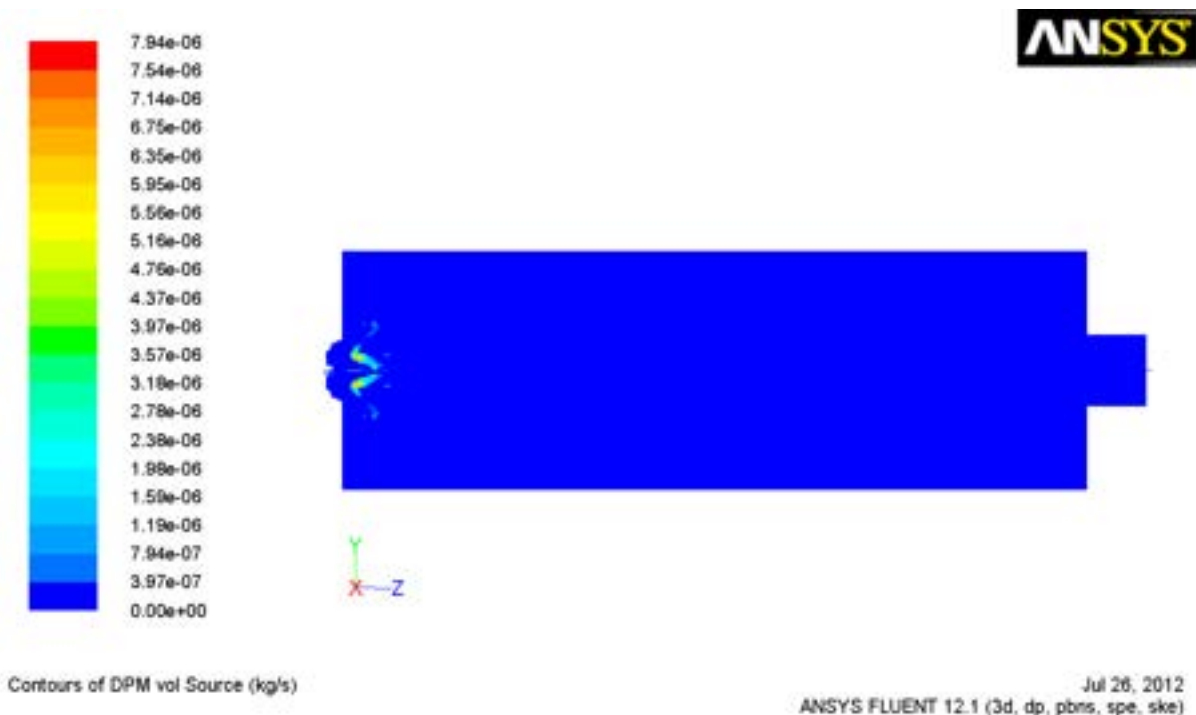


Fig 3.4 - Specie volatili

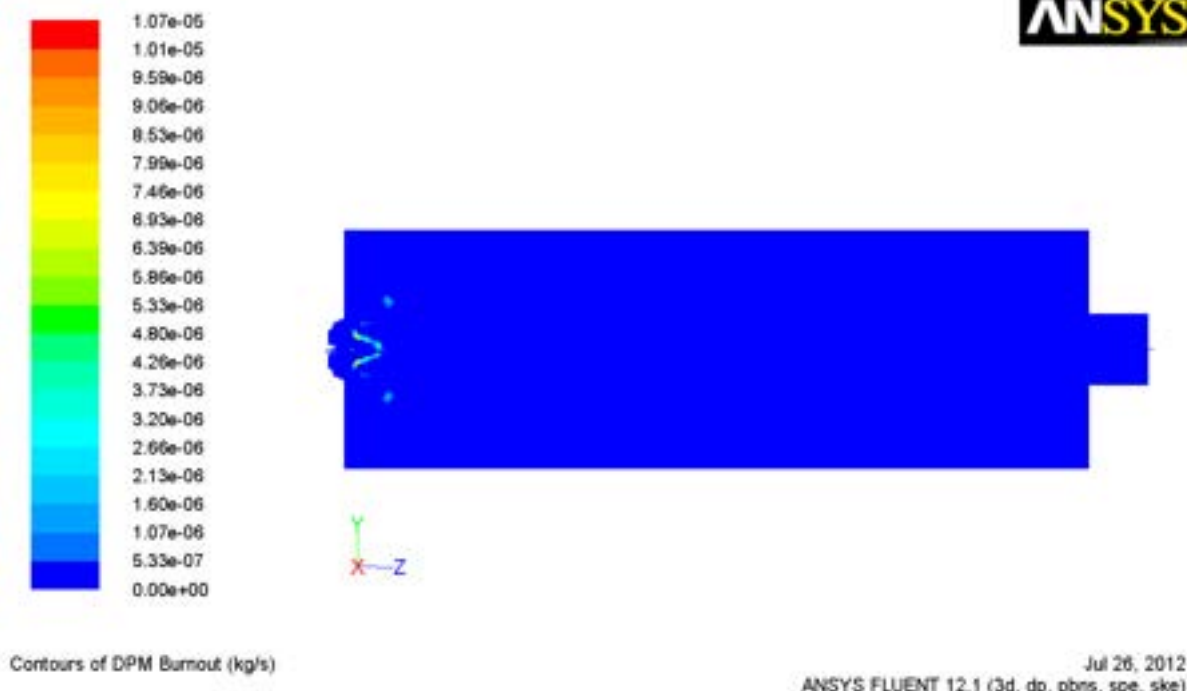


Figura 3.5 - Combustione del CHAR

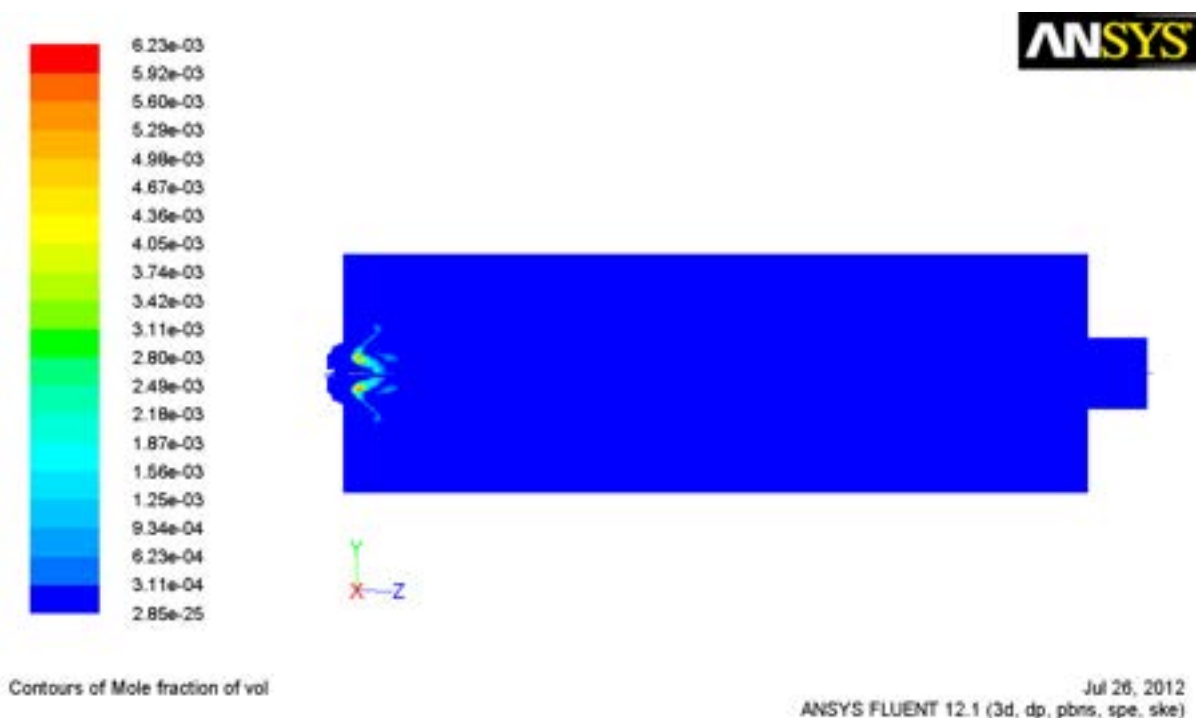


Figura 3.6 - Concentrazione dei volatili  $C_xH_yO_z$

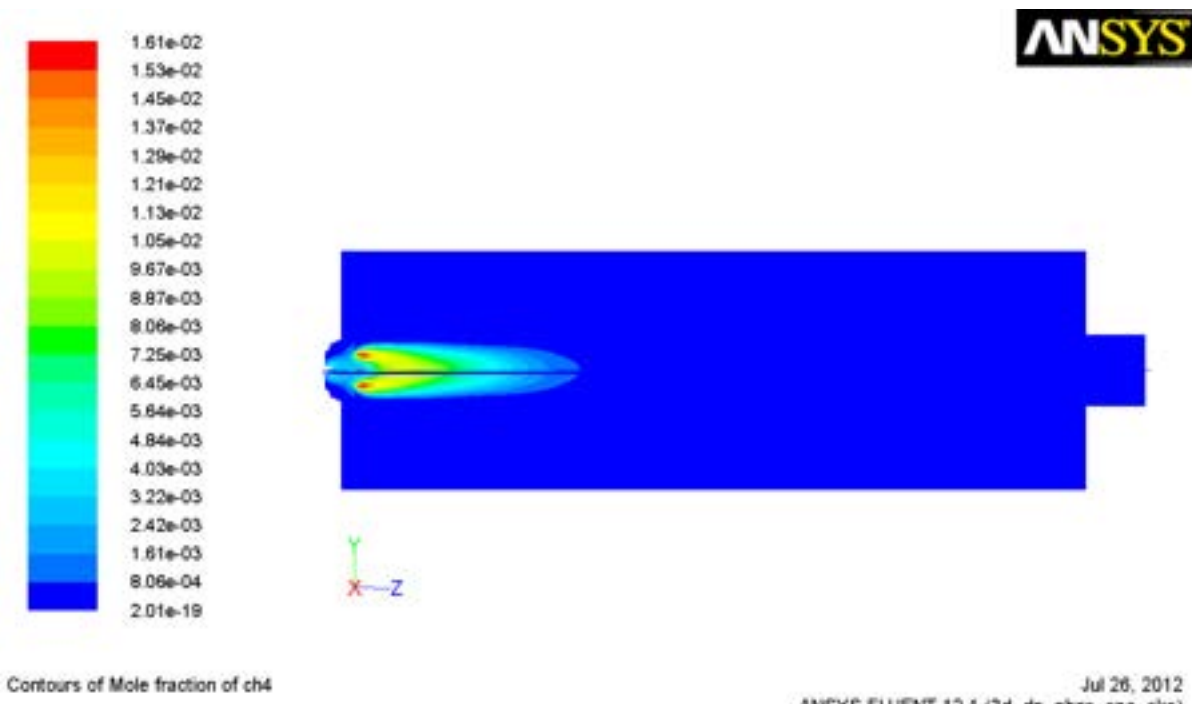


Fig 3.7 - Concentrazione del Metano

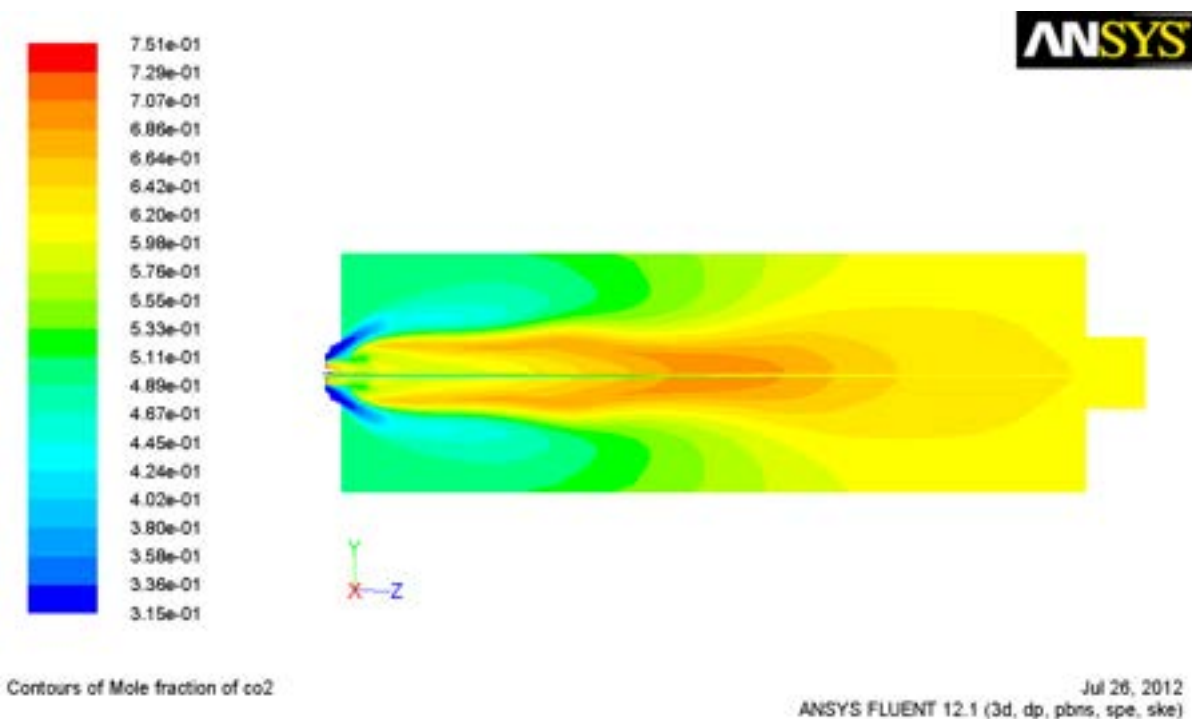


Figura 3.8 - Concentrazione dell'Anidride Carbonica

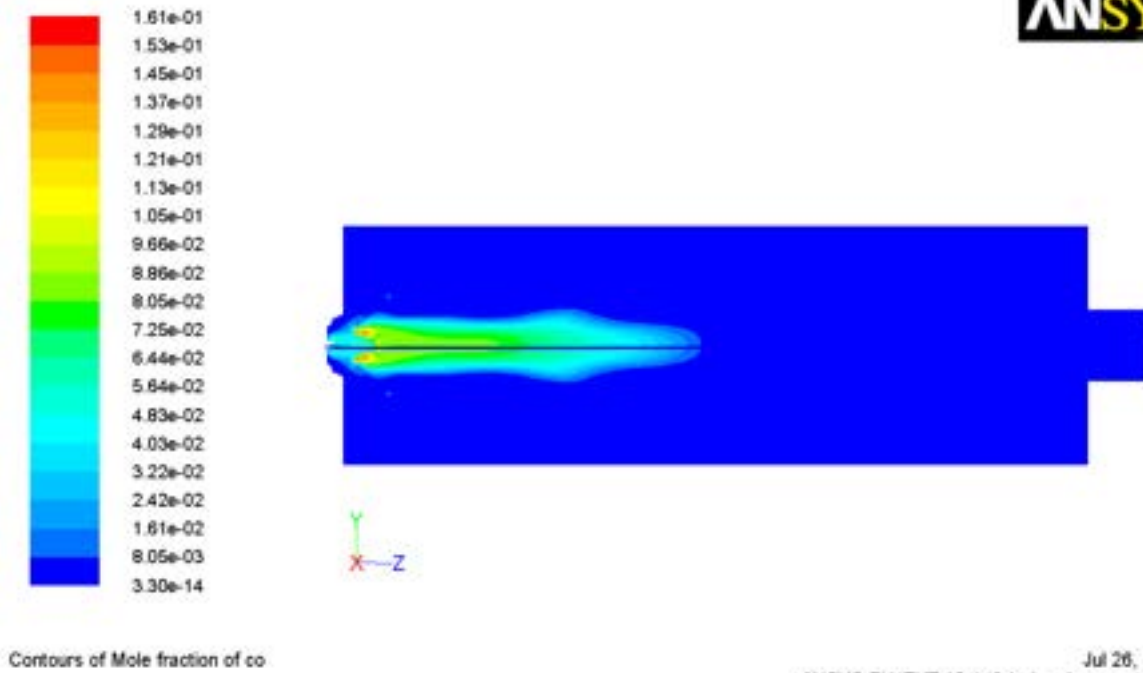


Figura 3.9 - Concentrazione dell'Ossido di Carbonio

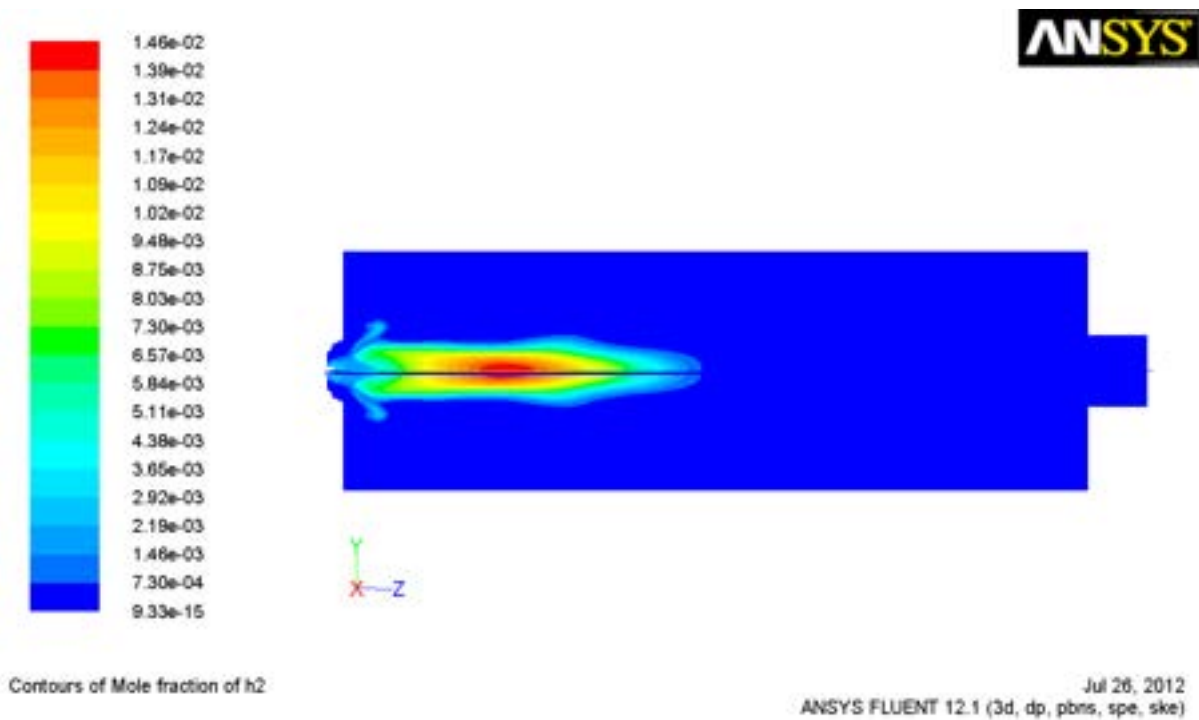


Figura 3.10 - Concentrazione dell'Idrogeno

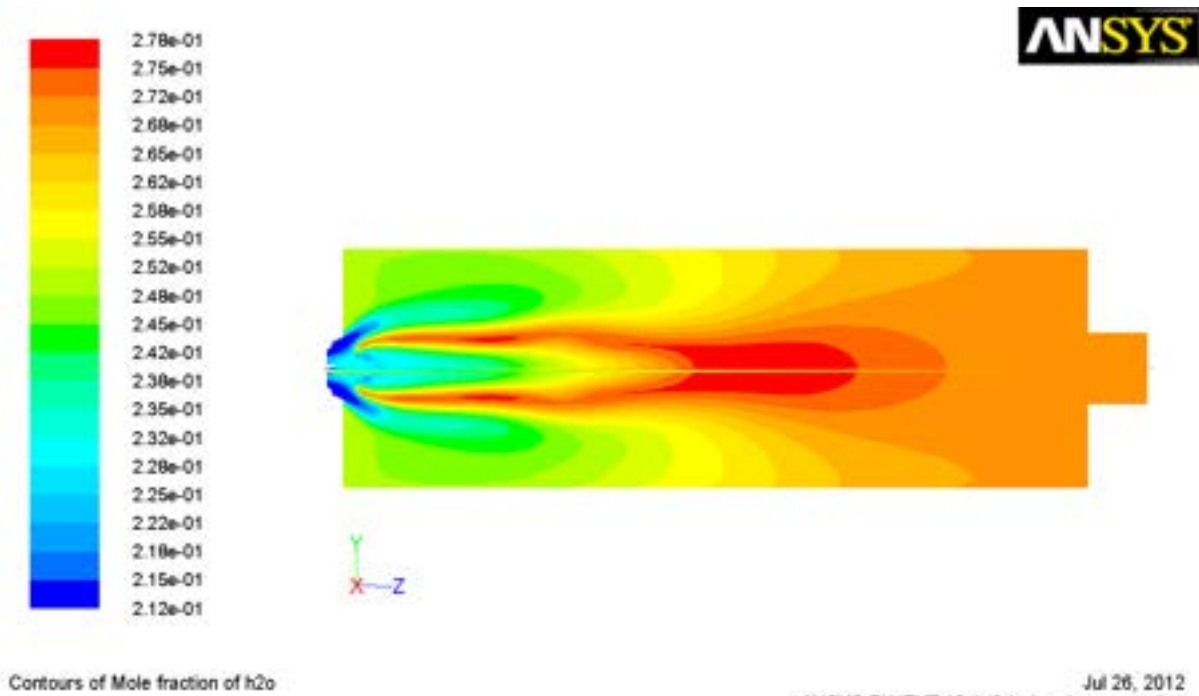


Figura 3.11 - Concentrazione dell'Acqua (vapore)

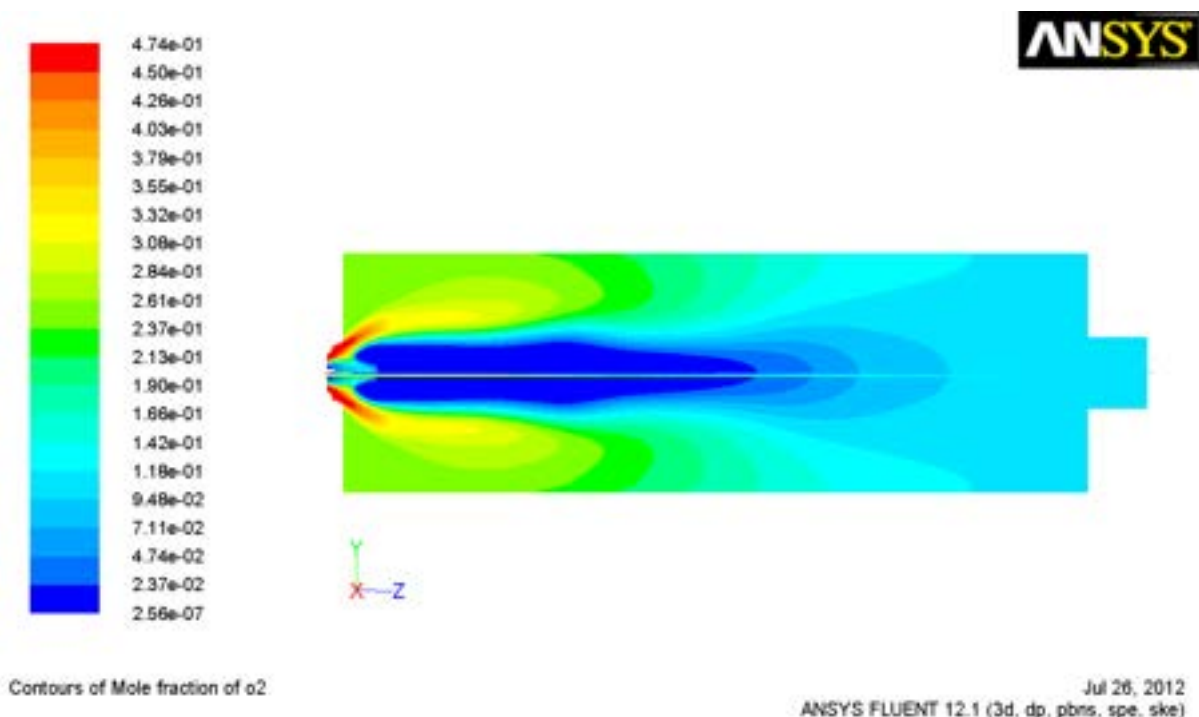
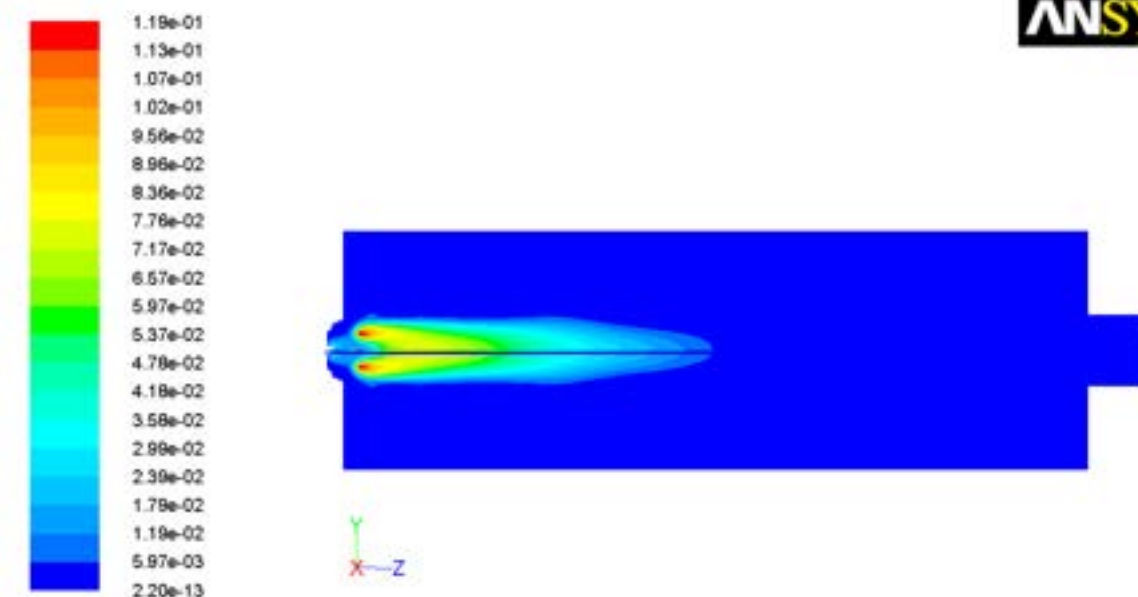


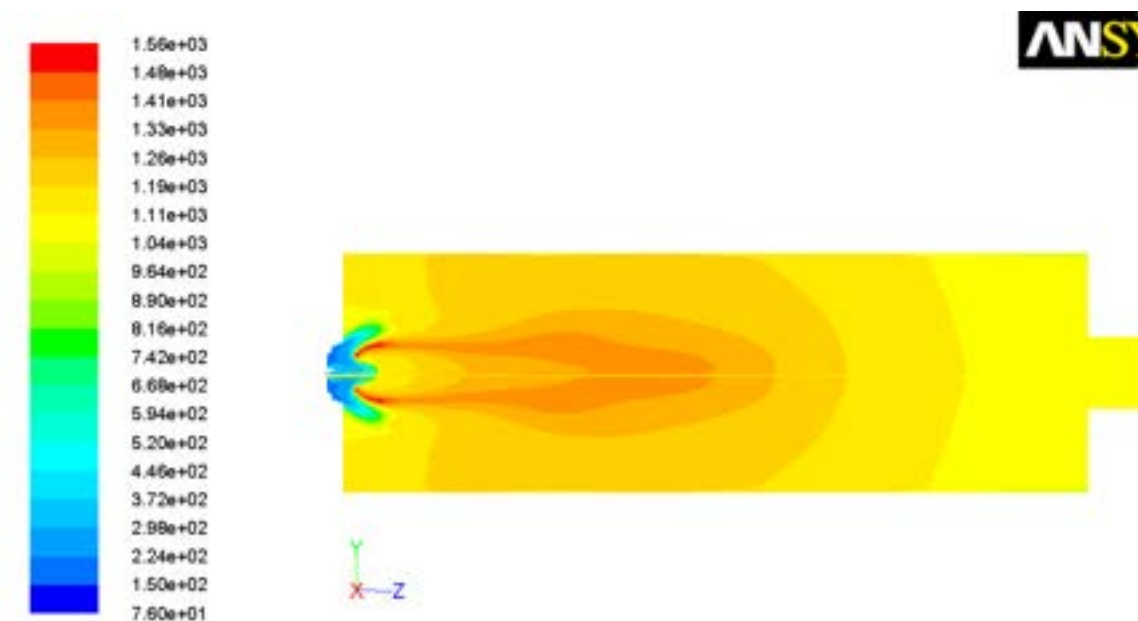
Figura 3.12 - Concentrazione dell'Ossigeno



Jul 26, 2012

ANSYS FLUENT 12.1 (3d, dp, pbns, spe, ske)

Figura 3.13 - Concentrazione del TAR



Jul 26, 2012

ANSYS FLUENT 12.1 (3d, dp, pbns, spe, ske)

Figura 3.14 - Campo di Temperatura

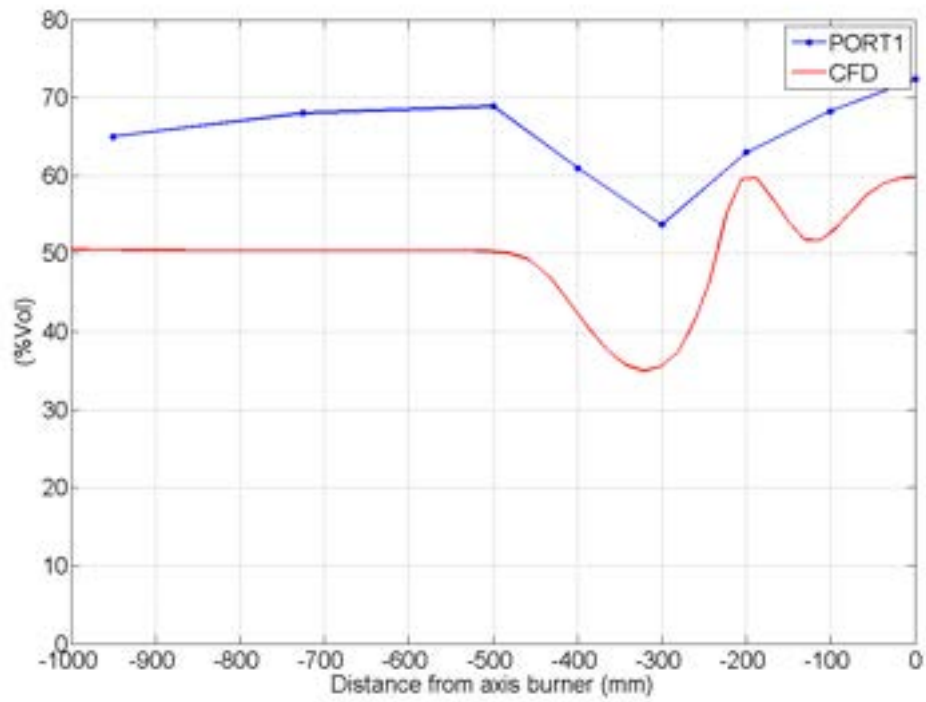


Fig 3.15 - CO porta 1

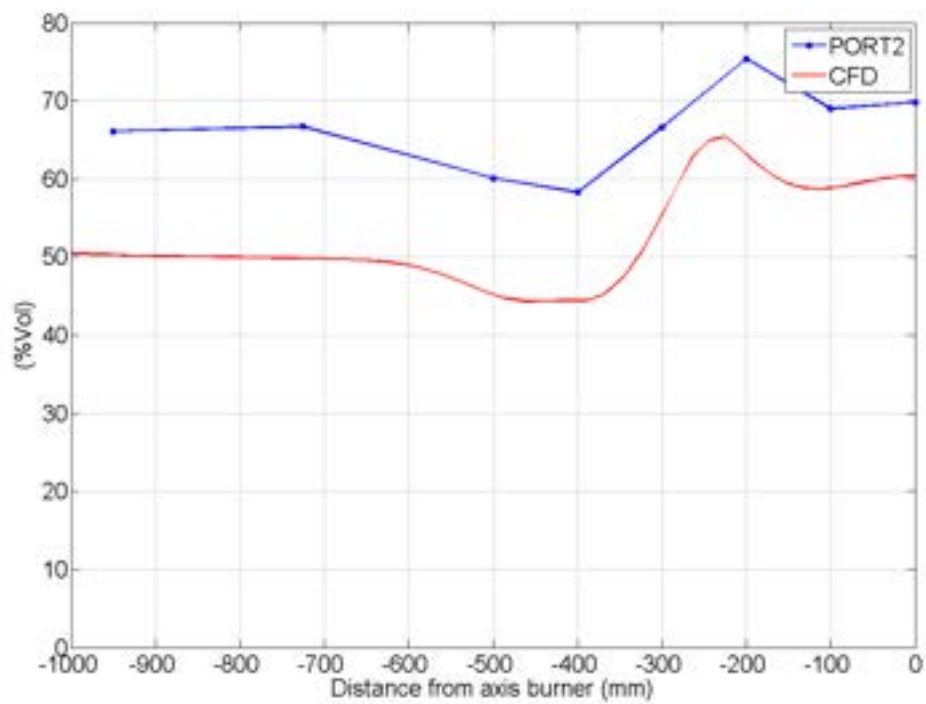


Figura 3.16 - CO porta 2

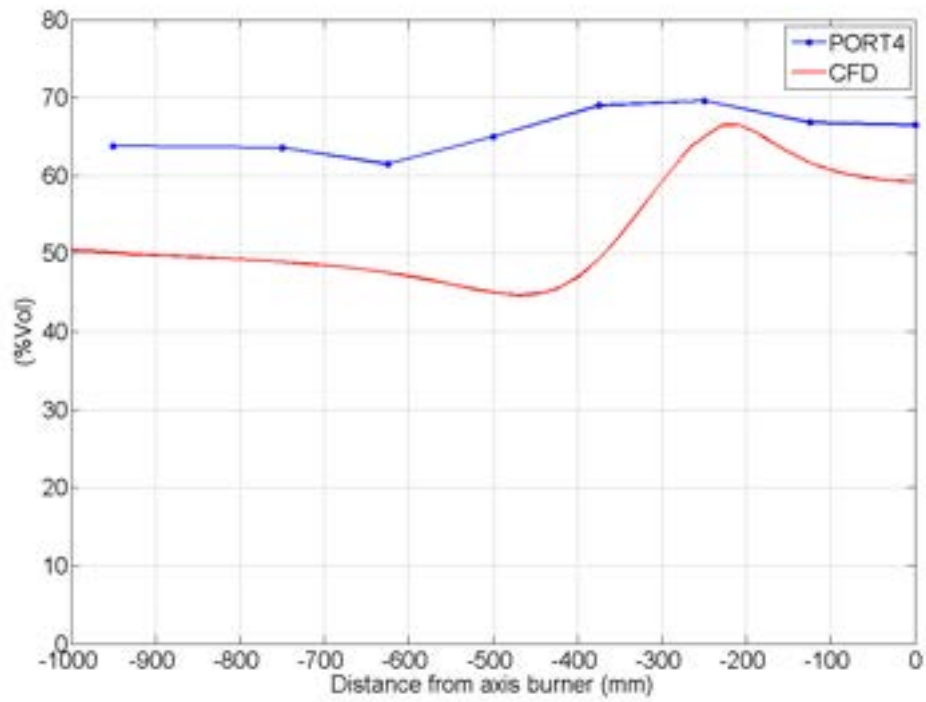


Figura 3.17 - CO porta 4

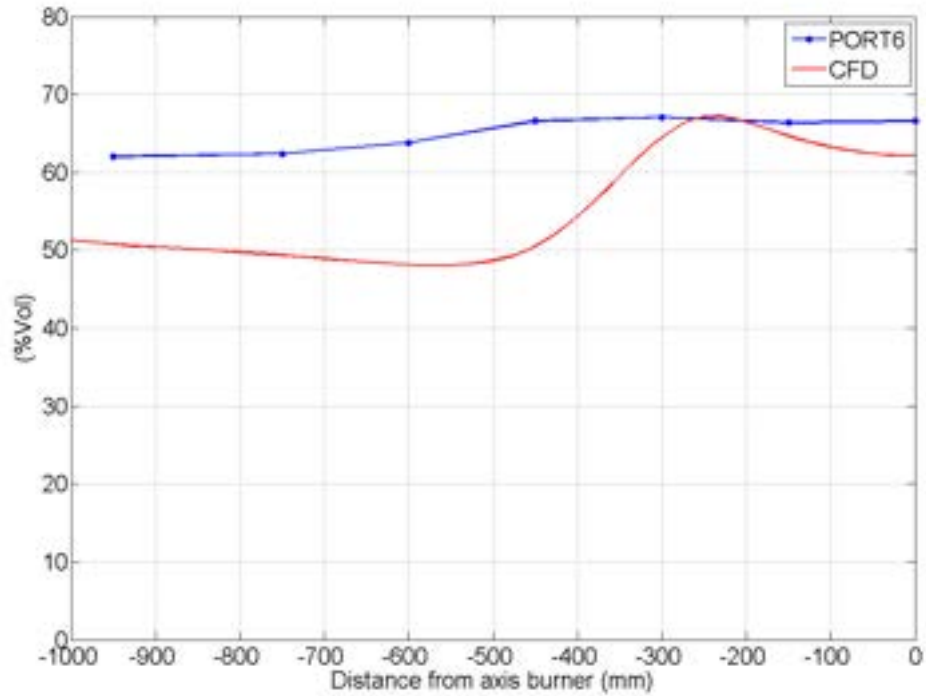


Figura 3.18 - CO porta 6

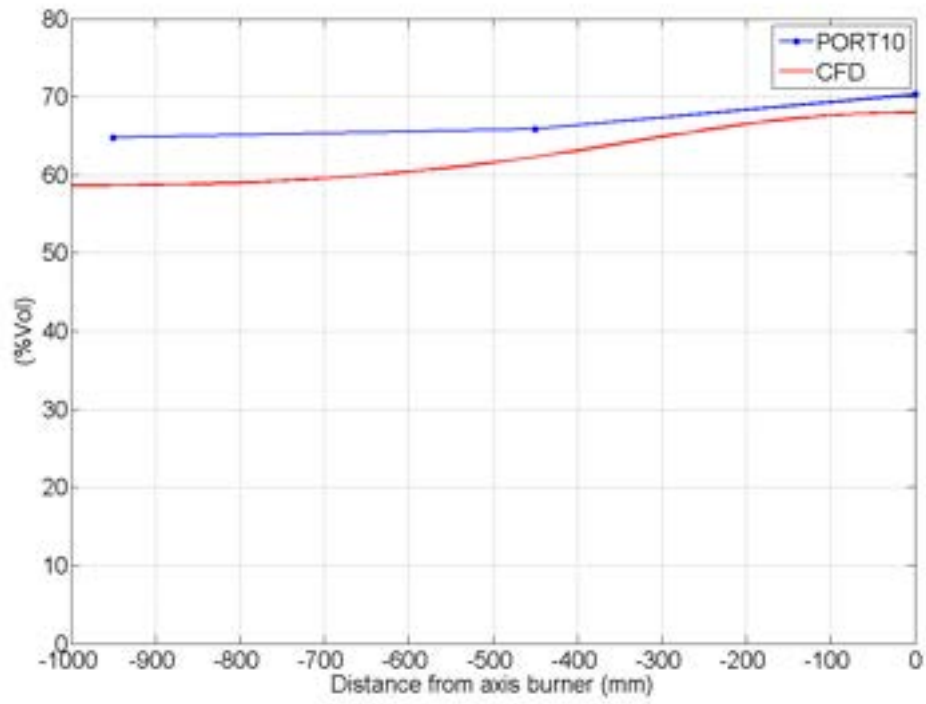


Figura 3.19 - CO porta 10

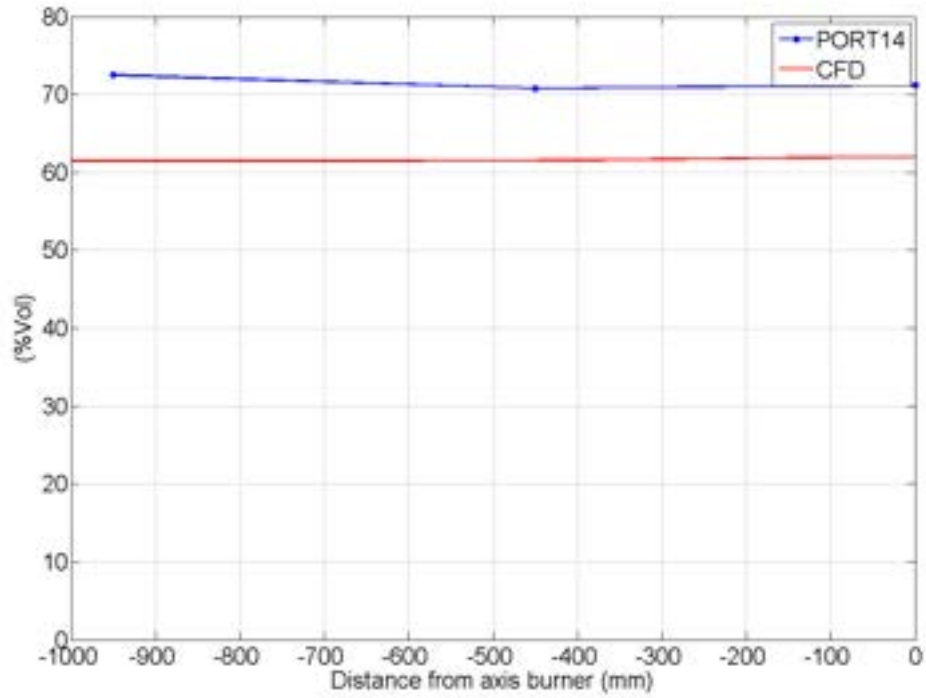


Figura 3.20 - CO porta 14

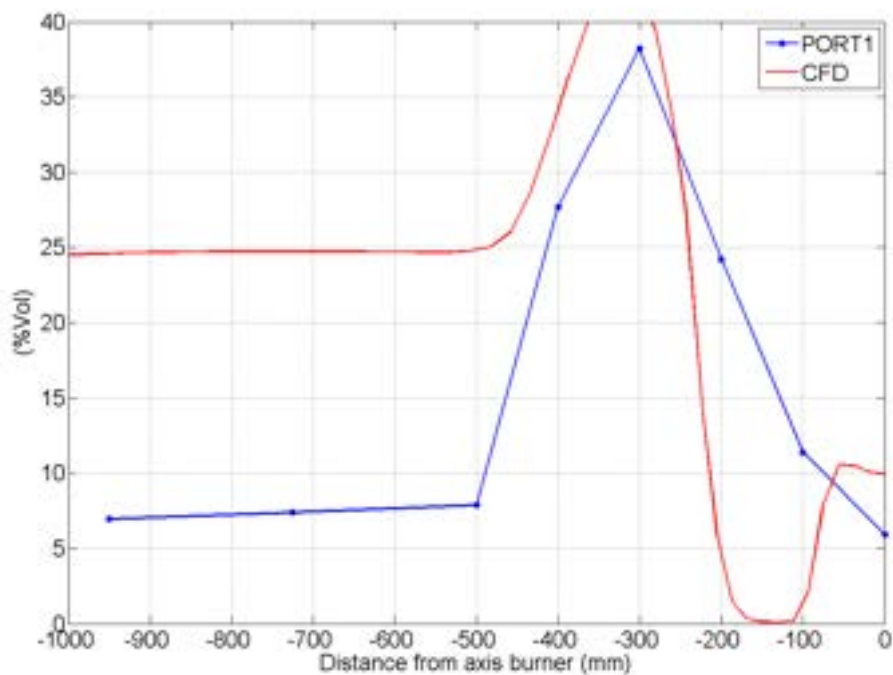


Figura 3.21 - O<sub>2</sub> porta 1

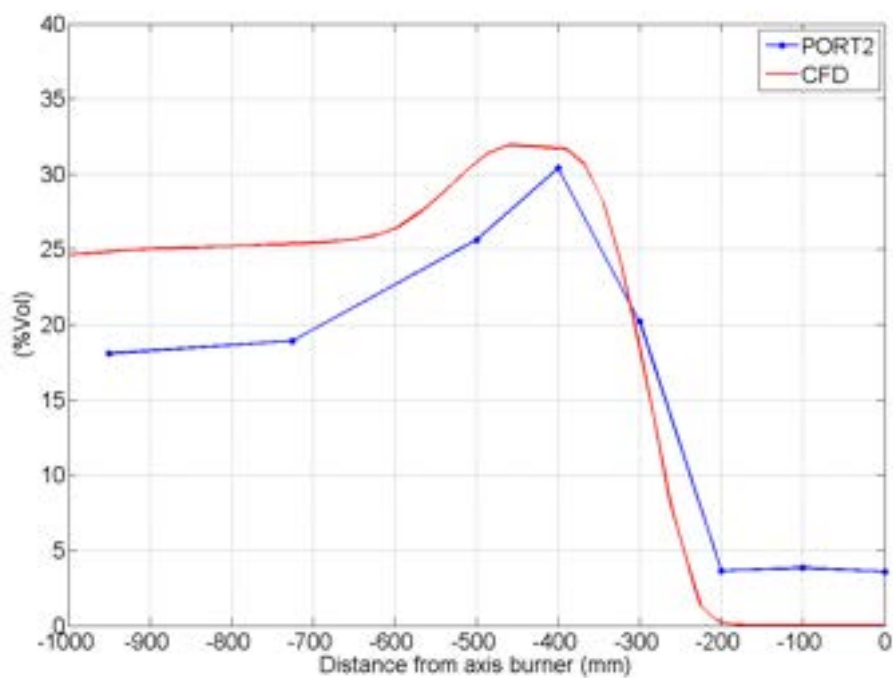


Figura 3.22 - O<sub>2</sub> porta 2

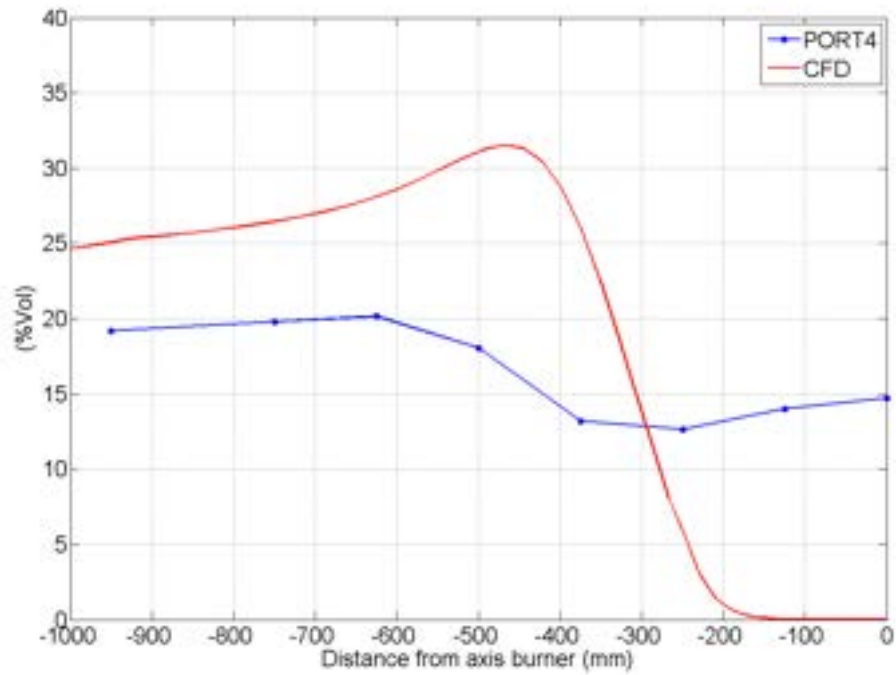


Figura 3.23 - O<sub>2</sub> porta 4

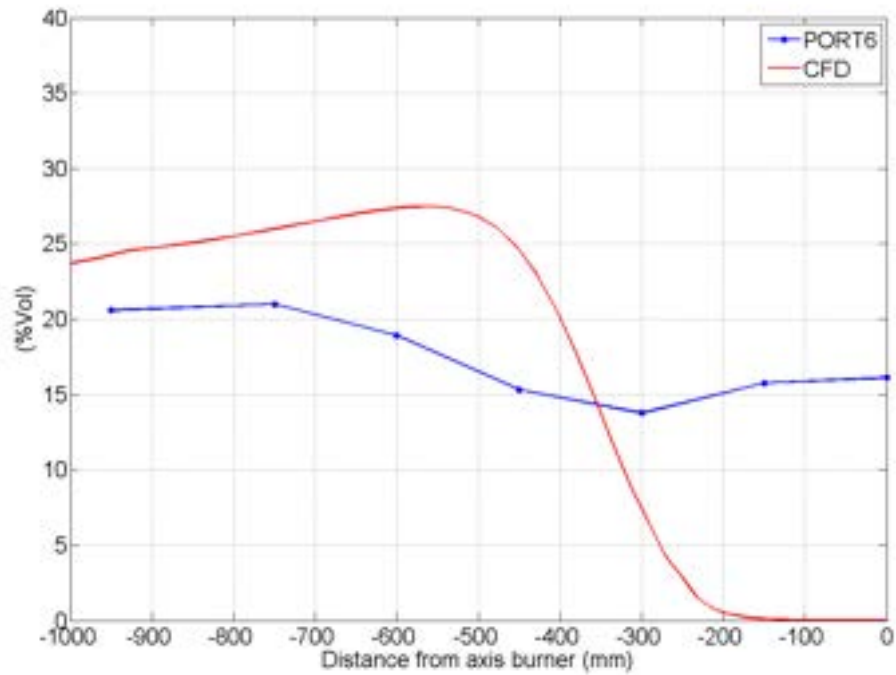


Figura 3.24 - O<sub>2</sub> porta 6

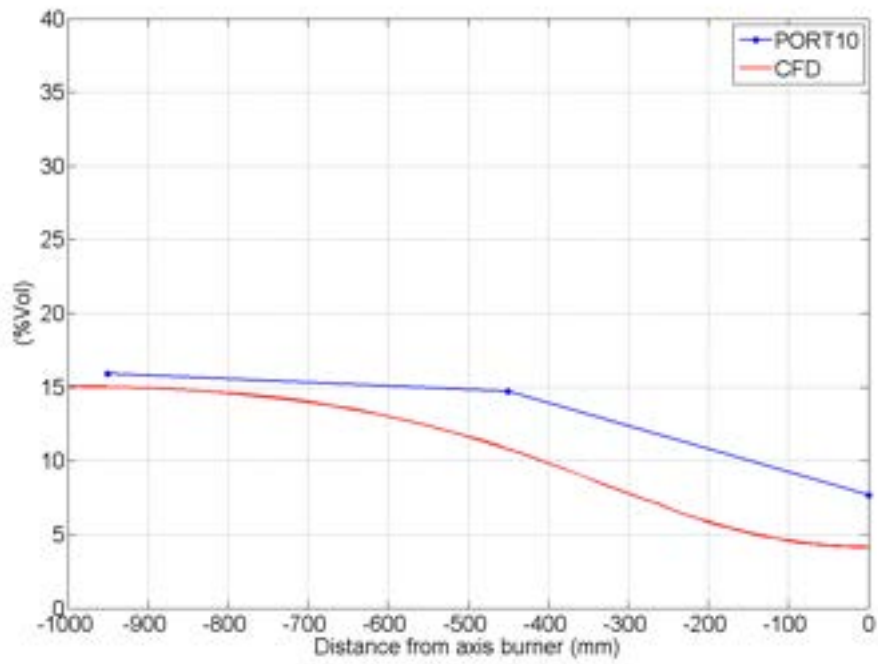


Figura 3.25 - O<sub>2</sub> porta 10

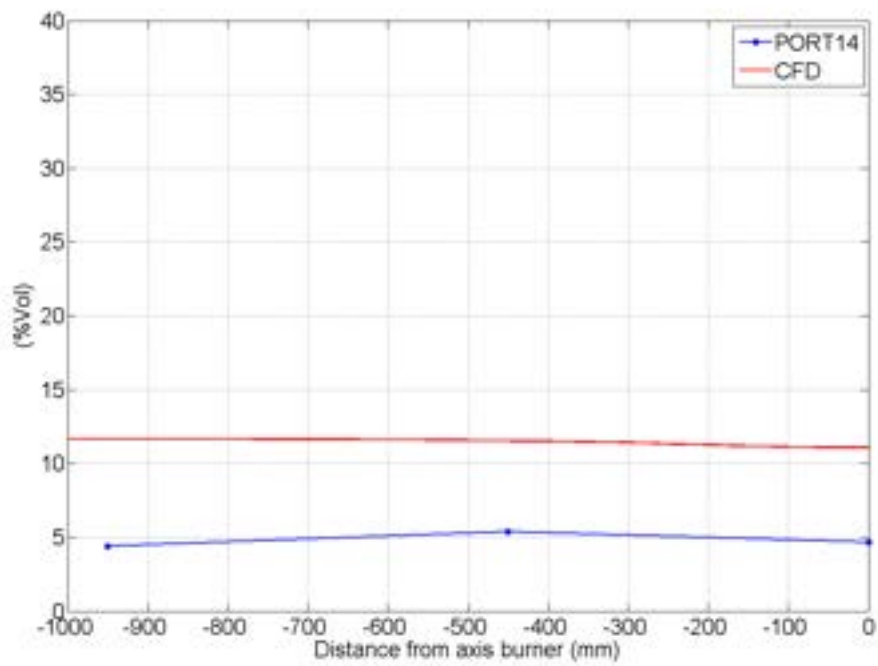


Figura 3.26 - O<sub>2</sub> porta 14

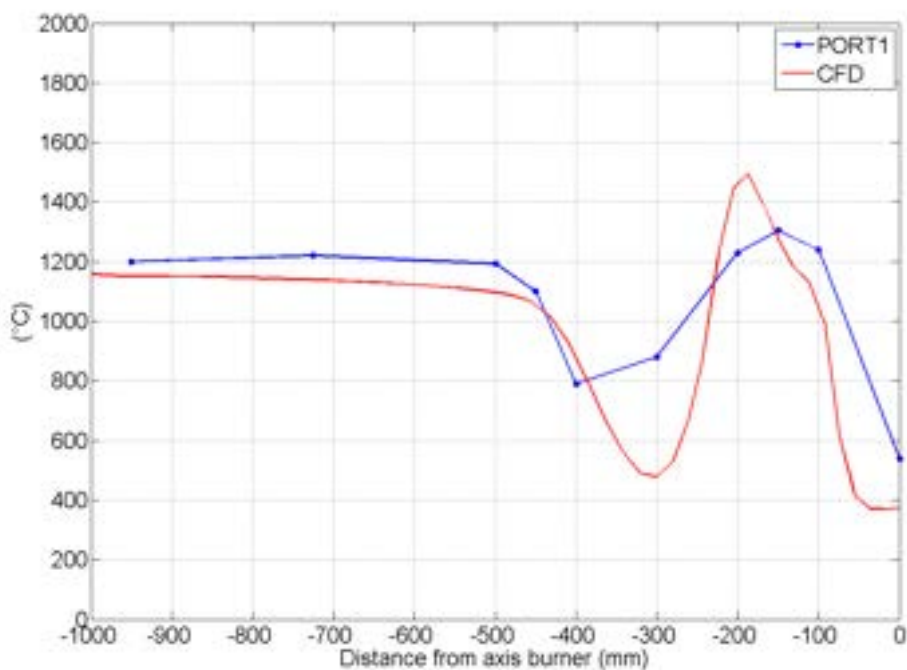


Figura 3.27 - Temperatura porta 1

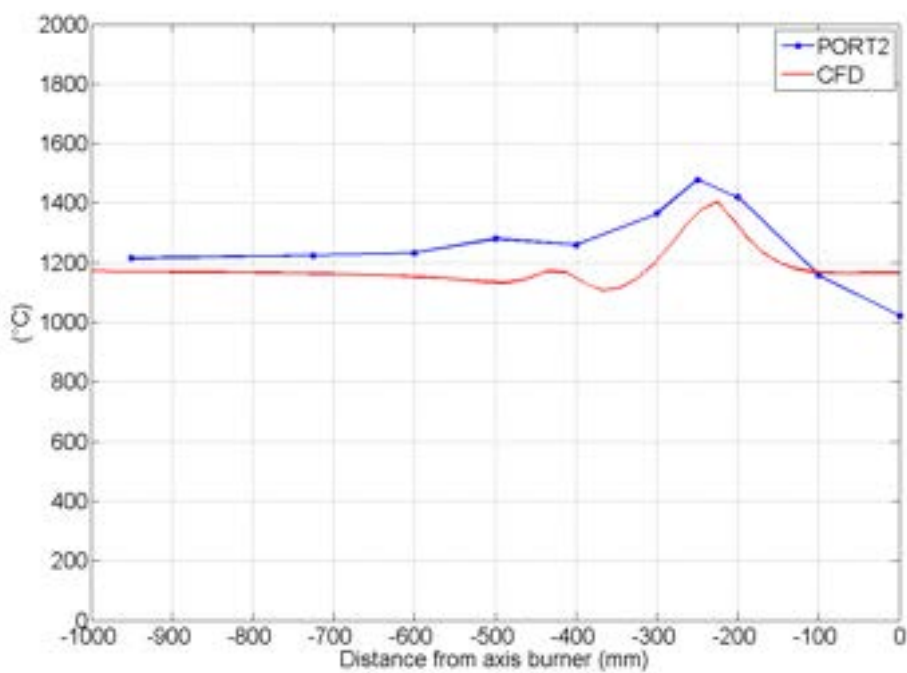


Figura 3.28 - Temperatura porta 2

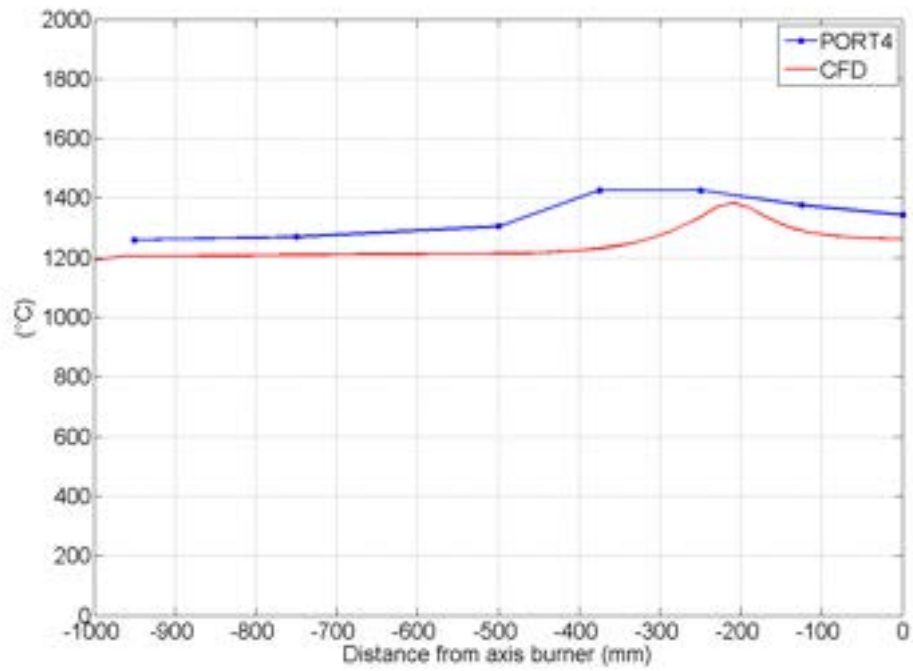


Figura 3.29 - Temperatura porta 4

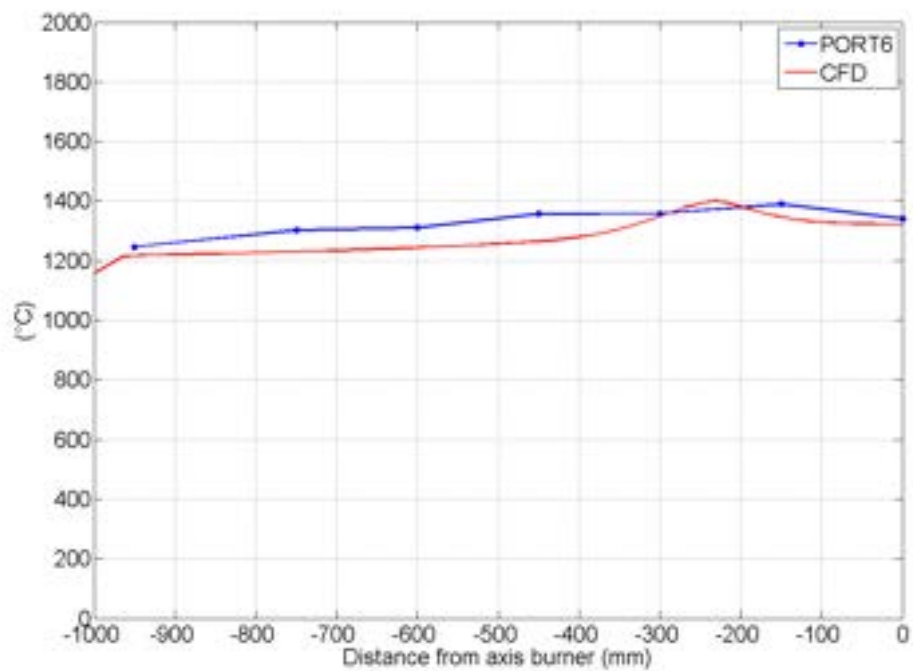


Figura 3.30 - Temperatura porta 6

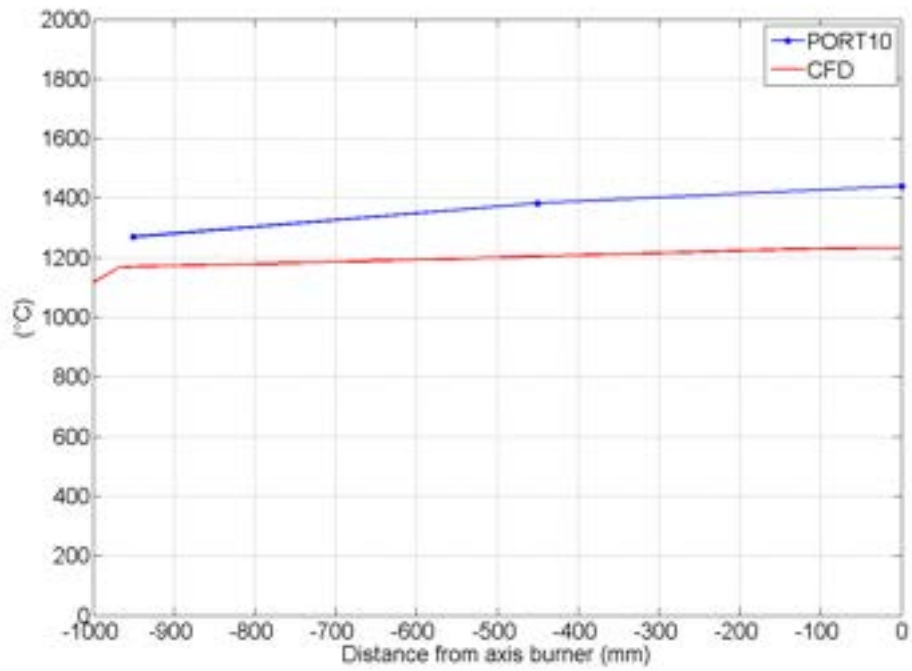


Figura 3.31 - Temperatura porta 10

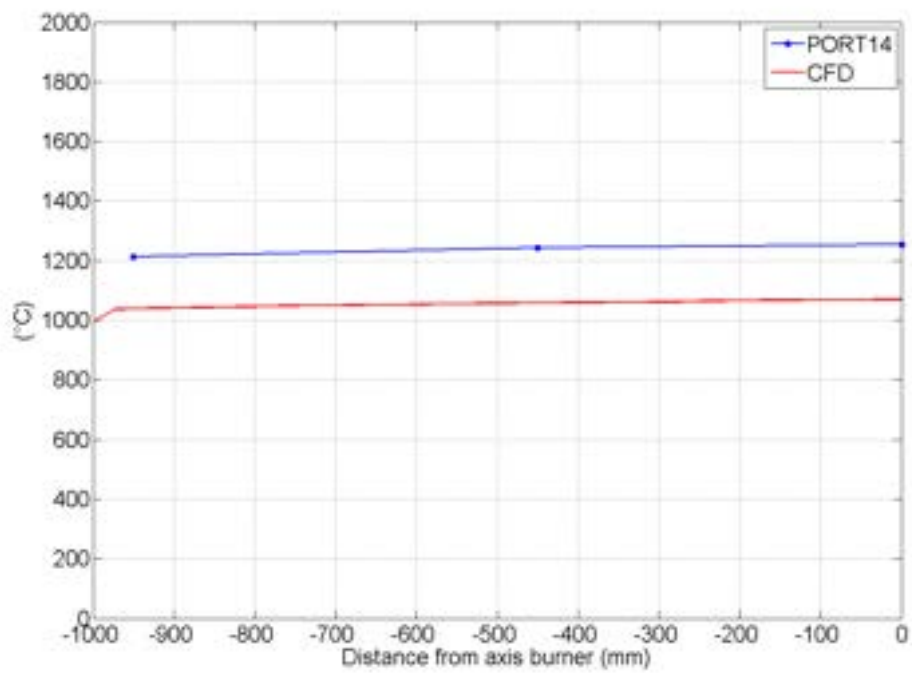


Figura 3.32 - Temperatura porta 14

## Conclusioni

L'utilizzo di tecniche basate sulla combustione ricca di ossigeno (oxy-combustion), è una delle tecniche più promettenti per la separazione e la cattura della CO<sub>2</sub>.

Nell'attività illustrata in questo rapporto sono stati mostrati i risultati ottenuti da una prima serie di simulazioni CFD di tipo RANS, su un combustore a polverino di carbone, operante in modalità oxy-combustione. Il combustore in oggetto è quello installato sull'impianto Fo.Sper. di proprietà di IFRF (International Flame Research Foundation), installato presso gli impianti ENEL di Livorno, dove sono state collezionate (da parte di IFRF ed ENEL) una serie di misure sperimentali.

L'attività di modellistica è molto importante ed è un potente ausilio al fine di indagare le condizioni di esercizio migliori. In questa ottica, presso i nostri laboratori di termofluidodinamica computazionale, sono state svolte le simulazioni sopra riportate.

La modellazione della combustione del carbone, coinvolgendo reazioni che avvengono in fase eterogenea, presenta degli aspetti critici in più rispetto alla combustione omogenea gas-gas. Sono state fatte quindi delle semplificazioni sia dal punto di vista modellistico, sia dal punto di vista geometrico nella parte che riguarda l'ugello di immissione del polverino di carbone in camera di combustione. I primi risultati ottenuti sono comunque incoraggianti, mostrando che le ipotesi fatte vanno nella direzione giusta. L'attività prosegue ed attualmente l'aspetto modellistico è in fase di affinamento.

## Riferimenti bibliografici

1. G. Coraggio, M. Laiola. Combustion of NG and pulverized coal in a mixture of oxygen and RFG. IFRF Doc NoF110/y/01, Aug 2009.
2. B. Launder and B. Sharma. Application of the energy-dissipation model of turbulence to the calculation of flow near a spinning disc. *Letters in Heat and Mass Transfer*, 1:131–137, Jan 1974.
3. B. Magnussen. Modeling of NO<sub>x</sub> and soot formation by the Eddy Dissipation Concept. *Int. Flame Research Foundation*, Jan 1989.
4. P. Cheng. Two-dimensional radiating gas flow by a moment method. *AIAA Journal*, 2(9):1662–1664, Jan 1964.
5. D. Grant, R. Pugmire, T. Fletcher, and A. Kerstein. Chemical model of coal devolatilization using percolation lattice statistics. *Energy & Fuels*, 3(2):175–186, Jan 1989.
6. T. H. Fletcher, A. R. Kerstein, R. J. Pugmire and D. M. Grant. Chemical percolation model for devolatilization. 2. Temperature and heating rate effects on product yields. *Energy & Fuels*, 4(1):54–60, 1990.
7. T. H. Fletcher, A. R. Kerstein, R. J. Pugmire, M. S. Solum, and D. M. Grant. Chemical percolation model for devolatilization. 3. Direct use of carbon-13 NMR data to predict effects of coal type. *Energy & Fuels*, 6(4):414–431, 1992.
8. W. P. Jones and R. P. Lindstedt. Global reaction schemes for hydrocarbon combustion. *Combustion and Flame*, 73(3):233–250, Jan 1988.
9. I. W. Smith. The combustion rates of coal chars: A review. *Symposium (International) on Combustion*, 19(1):1045–1065, 1982. doi: 10.1016/S0082-0784(82)80281-6.
10. M. Baum and P. Street. Predicting the Combustion Behavior of Coal Particles. *Combustion Science and Technology*, 3(5):231–243, Jan 1971.
11. L. Smoot. A decade of combustion research. *Progress in Energy and Combustion Science*, Jan 1997.
12. M. Field. Rate of combustion of size-graded fractions of char from a low-rank coal between 1200K and 1200K. *Combustion and Flame*, 13(3):237–252, 1969.