



Ricerca di Sistema elettrico

## Test sperimentale e simulazione numerica del processo SE-WGS nell'infrastruttura di ricerca ZECOMIX

S. Stendardo, M. Nobili, S. Cassani, L. Pagliari, G. Messina,  
D. Franchi, A. Di Nardo, G. Calchetti, A. Assettati, G. Guidarelli,  
S. Attanasi, S. Scaccia, G. Vanga, R. Viscardi, P.U. Foscolo



TEST SPERIMENTALE E SIMULAZIONE NUMERICA DEL PROCESSO SE-WGS NELL'INFRASTRUTTURA DI RICERCA ZECOMIX

S. Stendardo, M. Nobili, S. Cassani, L. Pagliari, G. Messina, D. Franchi, A. Di Nardo, G. Calchetti, A. Assettati, G. Guidarelli, S. Attanasi, S. Scaccia, G. Vanga, R. Viscardi (ENEA)  
P.U. Foscolo (Università degli studi dell'Aquila)

Settembre2015

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico - ENEA

Piano Annuale di Realizzazione 2014

Area: Produzione di energia elettrica e protezione dell'ambiente

Progetto: Cattura e sequestro della CO2 prodotta da combustibili fossili

Obiettivo: Sperimentazione del ciclo di assorbimento sull'Infrastruttura di Ricerca ZECOMIX

Responsabile del Progetto: Stefano Giammartini, ENEA

## Indice

SOMMARIO.....	4
1 INTRODUZIONE.....	5
2 TEST SPERIMENTALE E SIMULAZIONI NUMERICHE DEL PROCESSO SE-WGS NELL'INFRASTRUTTURA DI RICERCA ZECOMIX.....	5
2.1 FASE DI AVVIAMENTO DELLA SEZIONE DI DECARBONIZZAZIONE.....	5
2.2 PARAMETRI DEL SE-WGS.....	7
2.3 DATI D'INGRESSO AL SIMULATORE.....	7
2.4 VALIDAZIONE DEL MODELLO IN CHEMCAD.....	9
2.5 VALORI DEL CONTROLLORE PID USATI NELLE SIMULAZIONI.....	10
3 SIMULAZIONI CFD CON APPROCCIO LAGRANGIANO-EULERIANO ATTRAVERSO IL SIMULATORE BARRACUDA® ...	10
4 CONDUZIONE SIMULTANEA DEI REATTORI DI GASSIFICAZIONE/COMBUSTIONE E DECARBONIZZAZIONE: SEPARAZIONE DELLA CO2 IN POST-COMBUSTIONE.....	12
5 <i>MICROTURBINA TURBEC T100 - INSTALLAZIONE DEL QUADRO ELETTRICO DI POTENZA E RELATIVA STRUMENTAZIONE</i> .....	13
6 CONCLUSIONI.....	15
7 RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI.....	15

## Sommario

In questa annualità l'Infrastruttura di Ricerca ZECOMIX è stata predisposta per l'integrazione, in un unico processo, sia della gassificazione del carbone che la successiva decarbonizzazione del syngas (principalmente composto da CO e H<sub>2</sub>) nel carbonatatore, attraverso l'uso di sorbenti solidi. A tal fine sono state condotte due campagne sperimentali: (i) la prima è stata condotta per testare in condizioni batch la reazione SE-WGS (Sorption Enhanced Water Gas Shift) cioè la reazione tra CO e H<sub>2</sub>O (i) la seconda di carattere più impiantistico è stata focalizzata su eventuali criticità durante l'accoppiamento tra l'isola di gassificazione ed il carbonatatore. In particolare è stato testato il processo di SE-WGS in assenza di catalizzatori: l'alta temperatura del processo (650 °C) e la presenza di materiale sorbente della CO<sub>2</sub> (dolomite calcinata), hanno probabilmente favorito, la reazione di WGS, che normalmente viene condotta a più basse temperature (180–400 °C) e in presenza di catalizzatori.

## 1 Introduzione

In questo rapporto si presentano i dati sperimentali di un test di Sorption Enhanced - Water Gas Shift (SE-WGS) condotto per 14 ore nell'Infrastruttura di Ricerca ZECOMIX (IR-Z). Questo processo prevede la reazione di cattura della CO<sub>2</sub> (eq. 1) che avvenga in contemporanea a quella di water gas shift (eq. 2):



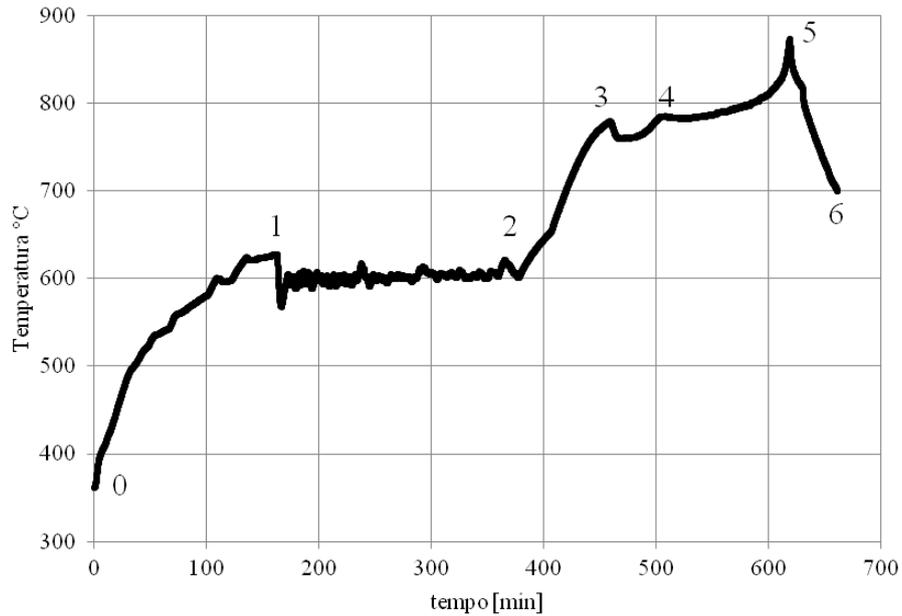
Lo scopo è quello di spostare ulteriormente l'equilibrio della reazione di WGS in assenza di catalizzatori aumentando la concentrazione della CO<sub>2</sub> nel reattore. Ai fini di questa tesi è stata utilizzata solo la parte di preparazione del letto fluido, i dati sul SE-WGS non saranno riportati. In questo lavoro verranno presentati i dati sperimentali raccolti nella IR-Z durante le prove al carbonatore mettendo in evidenza gli aspetti salienti dei fenomeni caratteristici di questo processo. Questi dati saranno poi confrontati con quelli ottenuti dalla simulazione in un quadro generale della situazione con approfondimenti dettagliati dei principali aspetti considerati. In particolare, un modello di start up precedentemente sviluppato è stato, qui, migliorato al fine di poter implementare in maniera più dettagliata il sistema di controllo. Sono stati individuati alcuni intervalli caratteristici per il sistema di controllo in cui i valori del regolatore sono assunti costanti. Questa operazione è necessaria in quanto sono numerose le regolazioni manuali apportate nel corso della conduzione dell'impianto, non tutte riproducibili, che comportano l'utilizzo di alcuni accorgimenti per essere simulate. Infine è stato completato lo studio sulla reazione di SE-WGS analizzando l'idrodinamica del letto di particelle attraverso il simulatore Barracuda® in cui viene utilizzato un approccio lagrangiano-euleriano riuscendo a valutare, in tal modo, l'eventuale formazione di bolle e cammini preferenziali all'interno del reattore di decarbonizzazione.

## 2 Test sperimentale e simulazioni numeriche del processo SE-WGS nell'infrastruttura di ricerca Zecomix

### 2.1 Fase di avviamento della sezione di decarbonizzazione

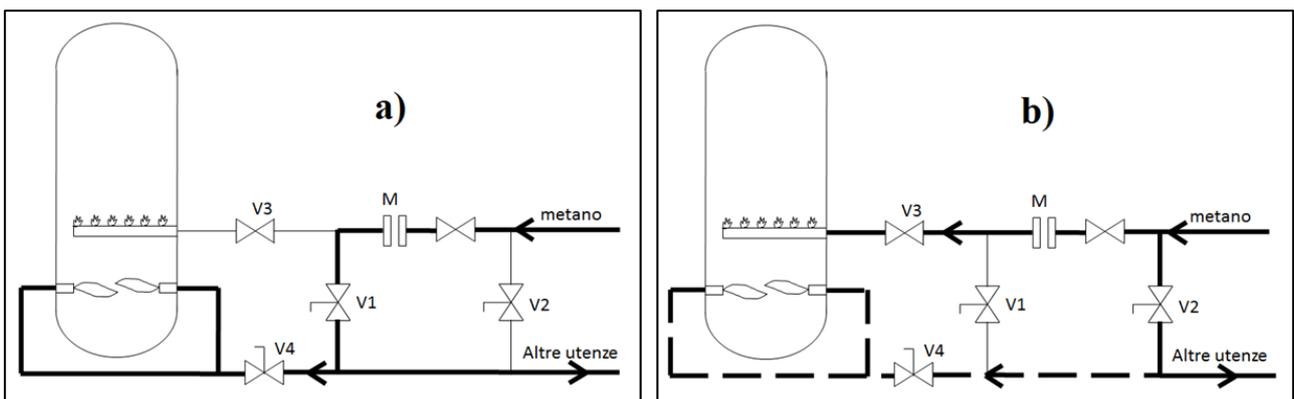
L'accensione, lo start-up dell'Infrastruttura di Ricerca ZECOMIX, il processo di separazione SE-WGS e la messa in sicurezza del carbonatore hanno richiesto un tempo totale di circa 14 ore. In **Errore. L'origine riferimento non è stata trovata.** sono riportati i risultati raccolti durante la campagna sperimentale in termini di temperatura nella camera di reazione. Al punto zero viene acceso il bruciatore di start-up e aperta l'aria di processo fino a raggiungere le condizioni di buona fluidizzazione (**Errore. L'origine riferimento non è stata trovata.**). Nel tratto 0-1 avviene il riscaldamento della camera di reazione fino ad una temperatura di poco superiore ai 600 °C: il calore sviluppato dalla combustione del metano scalda le pareti di refrattario interne del reattore mentre una parte è dispersa attraverso l'isolamento termico del reattore. Raggiunto il punto 1 avviene il caricamento della dolomite in forma granulare, processo questo che richiede un continuo intervento dell'operatore sulle portate di metano per mantenere la temperatura costante. In questo tratto (1-2) sono stati caricati circa 400 kg di materiale solido. La dolomite tal quale è stata caricata all'interno del carbonatore attraverso una procedura di start-up già testata e collaudata nell'annualità precedente [1]. Nel tratto 2-3 avviene la fluidizzazione del letto granulare e la salita in temperatura fino alle condizioni di calcinazione (circa 800°C). L'aumento della temperatura è stato possibile grazie a tutta una serie di operazioni dell'operatore il cui scopo principale è stato quello di utilizzare il sistema delle canne immerse per bruciare una quantità di metano superiore a quella trattata dai due bruciatori in principali. In Figura 2 è riportato uno schema di funzionamento del sistema di alimentazione del metano al carbonatore, con "M" è indicato il misuratore di portata mentre con V1, V2 e V4 sono indicate le valvole manuali su cui si interviene, mentre V3 rappresenta due valvole in serie una motorizzata l'altra manuale. Le posizioni iniziali delle valvole sono: V1 aperta, V2 chiusa, V3 chiusa, V4 aperta (**Errore. L'origine riferimento non è stata trovata.**a) dove è riportata la configurazione di salita in temperatura a 600°C e caricamento carbonato, con il metano che alimenta il bruciatore e le altre utenze, in Figura2b) è riportata, invece, la configurazione di salita in temperatura a 850°C con le canne accese, V3 aperta, V1 chiusa e V4 parzializzata in modo da mantenere il bruciatore acceso, in questo modo il gas che alimenta le canne è misurato da M, la V2 è chiaramente aperta per permettere l'alimentazione metano alle altre linee.

Queste operazioni sono importanti per la conduzione del reattore ad alta temperatura e devono essere riprodotte nella simulazione. Uno degli obiettivi del modello implementato è la previsione del profilo sperimentale di metano alimentato al carbonatore consentendoci di stimare l'energia richiesta allo start-up e durante la calcinazione del sorbente.



**Figura 1 Profilo termico registrato all'interno del reattore di carbonatazione**

La calcinazione inizia con una velocità molto lenta fino a quando non raggiunge la temperatura a cui è maggiormente favorita (circa 800°C), un punto prossimo al punto 3 dove si ha un maggior rilascio di anidride carbonica. Poco oltre il punto 3 operatore è intervenuto manualmente cambiando il set-point di temperatura ad un valore inferiore per mantenere la temperatura costante.



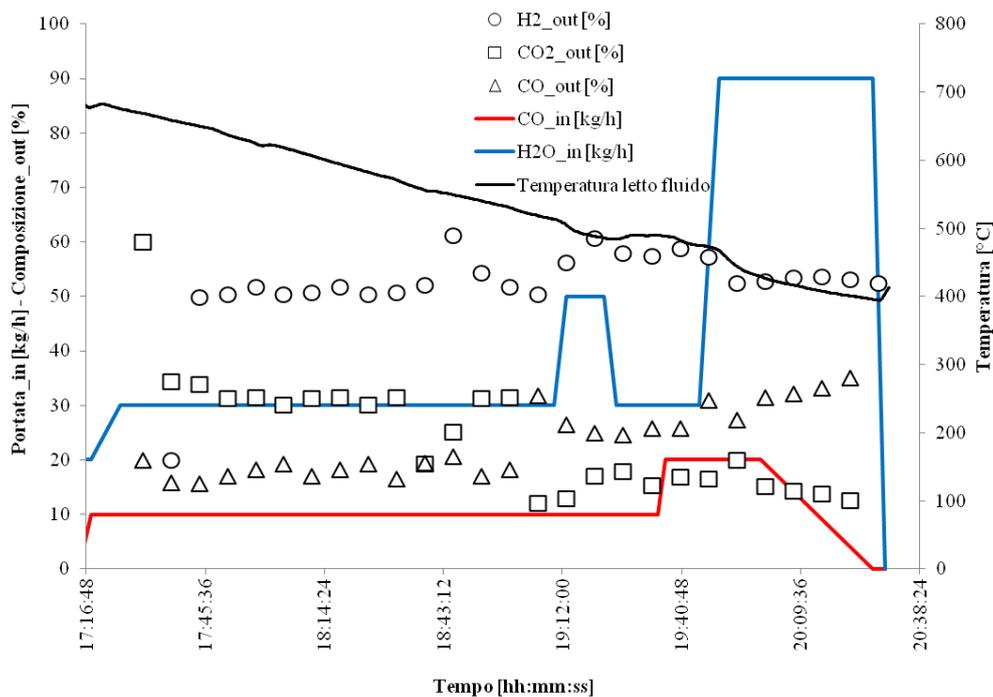
**Figura 2 Schema del sistema di alimentazione del combustibile del carbonatore. Con M è indicato il misuratore di portata, con V le valvole.**

L'andamento non costante del tratto 3-4 è dovuto alla regolazione del controllore PID. Nel punto 4 il set-point è stato impostato ad un valore molto alto e la temperatura è iniziata a salire accelerando nuovamente il processo di rilascio della CO<sub>2</sub>. La diminuzione della temperatura del tratto 3-4 non è dovuta alla chiusura della valvola di alimentazione del metano ma ad una condizione particolare in cui il sorbente viene portato a 780°C, condizione in cui inizia calcinazione in aria e che avviene con una velocità tale da causare questo profilo di temperatura. Arrivati a 850 °C è stato operato un controllo manuale della quantità di metano con lo scopo di mantenere la temperatura ad un valore al di sotto dei 900 °C (tratto 4-5). Durante questa fase si ha un progressivo calo dell'anidride carbonica dovuto al fatto che la maggior parte del carbonato di calcio si è decomposto nel rispettivo ossido di calcio. Quando la percentuale di CO<sub>2</sub> in

uscita ha raggiunto percentuali prossime al 7% si è intervenuti chiudendo il metano (punto 5) e aprendo l'azoto per eliminare l'ossigeno presente (lavaggio del letto fluido: tratto 5-6). In queste condizioni si ha un letto costituito per la maggior parte da ossido di calcio il principale sorbente per la cattura dell'anidride carbonica. Tra i punti 5 e 6 si è alimentato il reattore con 60,5kg/h di azoto necessario per mantenere le condizioni di fluidizzazione, diluire l'eventuale presenza di O<sub>2</sub> all'interno del letto fluido e raffreddare velocemente il reattore fino a 700°C che corrisponde alla temperatura scelta per la prova di cattura.

## 2.2 Parametri del SE-WGS

A questo punto è stata prodotta, una miscela gassosa composta da CO e H<sub>2</sub>O da avviare al letto fluido. La miscela gassosa ha continuato a fluidizzare le particelle di sorbente mentre il CO all'interno dell'ambiente riducente ha reagito con il vapor d'acqua producendo H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub>. L'anidride carbonica a sua volta ha reagito con le particelle di sorbente spostando in tal modo la reazione di WGS sempre più verso la produzione di H<sub>2</sub>. Il gas così decarbonizzato, è stato avviato ad una torcia per la sua combustione in aria. È stata utilizzata una metodica di campionamento e di monitoraggio già sviluppata durante l'annualità precedente: parte del gas, all'uscita del reattore, è stato infatti, campionato, essiccato ed analizzato attraverso un gascromatografo per misurarne la composizione. La portata dei reagenti, la composizione del gas prodotto ad alto contenuto di H<sub>2</sub> e la temperatura durante la reazione di SE-WGS è riportato nella figura 3.



**Figura 3 Parametri in ingresso e risposta del carbonatore durante il processo SE-WGS**

Come si nota la temperatura del letto tende a diminuire portandosi verso i 600 °C mentre la reazione di WGS tende ad avanzare e a produrre, in assenza di catalizzatori, un gas ad alto contenuto di H<sub>2</sub> già a temperature vicino ai 700 °C. La separazione della CO<sub>2</sub>, sembra favorire, insieme all'alta temperatura la conversione di CO in CO<sub>2</sub> (in presenza di vapor d'acqua). Inoltre si vede che aumentando la portata di vapore fino ad un valore di circa 40 kg/h e mantenendo la portata di CO sui 10 kg/h la temperatura raggiunge, in condizioni autotermiche, un valore circa costante. Nella parte finale dell'esperimento si nota un certo aumento della percentuale di CO all'uscita del reattore stesso; questo fenomeno potrebbe essere spiegato attraverso la combinazione di due fenomeni: (i) la progressiva saturazione del sorbente solido in carbonato di calcio che rallenta la reazione di cattura della CO<sub>2</sub> con l'ossido di calcio portando (ii) ad

## 2.3 Dati d'ingresso al simulatore

In questa parte del documento vengono riportati i risultati di simulazione del modello implementato in ChemCAD in cui si cerca di sovrapporre risultati numerici a quelli sperimentali appena riportati con l'obiettivo di ottenere parametri PID da inserire nel sistema di controllo. La maggior parte dei sistemi di misura dell'impianto inviano il segnale in sala di controllo al sistema integrato di acquisizione dati che consente di registrare con una velocità di campionamento di 1 acquisizione ogni 5 secondi (0,25Hz). Unica eccezione è lo spettroscopio ad infrarossi che non fa parte del sistema integrato e consente di acquisire una lettura ogni 5 secondi. Una delle variabili non registrate dal sistema di acquisizione è il set-point dei bruciatori che è variabile a discrezione dell'operatore. Esso influenza direttamente la temperatura del letto poiché agisce sulla valvola modulante di alimentazione del metano. E' stato osservato che il sistema valvola/controllore ha un comportamento di tipo on/off, quindi è importante per il calcolo del metano ricostruire il segnale di controllo di questa valvola attraverso la temperatura dei bruciatori. In Tabella 1 sono riportati i valori numerici impostati nel modello di start-up per il valore della temperatura di set-point.

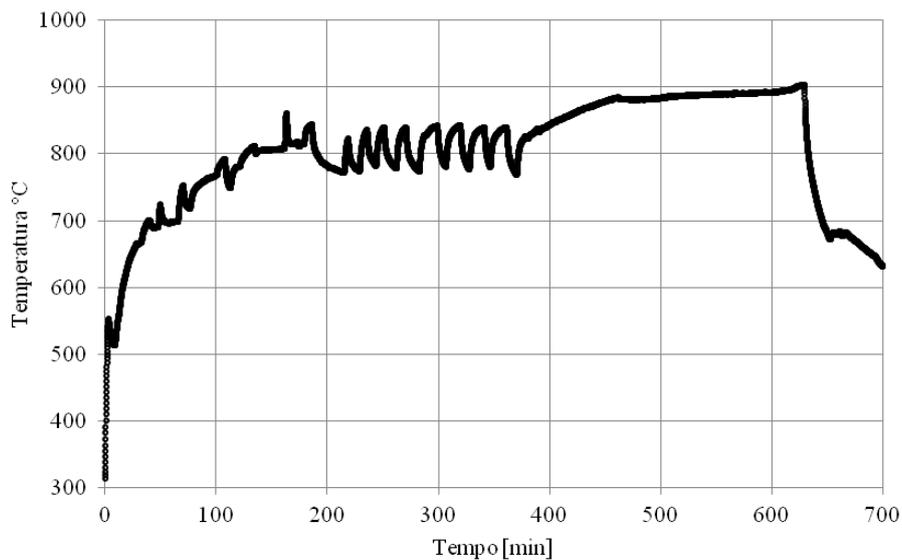
**Tabella 1 Valori di set-point della temperatura impostati nella simulazione della prova sperimentale di SE-WGS.**

Tempo [min]	Temperatura di Set-Point [°C]
0	650
379	650
380	760
550	760
591	770
612	790
613	900
660	900

Trattandosi di un simulatore dinamico verranno forniti i profili di portate e temperature in funzione del tempo. Di seguito sono riportati gli andamenti delle variabili più importanti insieme ai profili inseriti nel simulatore e ricavati dai dati sperimentali. Con punti neri saranno presentati i dati sperimentali, con tratto rosso continuo quelli impostati in entrata al simulatore se non diversamente indicato.

### Temperatura del bruciatore

In Figura 4 è riportata la temperatura del bruciatore durante la prova sperimentale. Si nota un profilo molto più frastagliato durante la fase di riscaldamento e durante quella di caricamento dovuto al fatto che si è adoperato un sistema particolare per regolare piccole quantità di metano. Con riferimento alla Figura 2 si osserva che mantenendo il grado di apertura di tutte le valvole uguale è possibile variare la portata di metano variando le portate alle altre utenze.

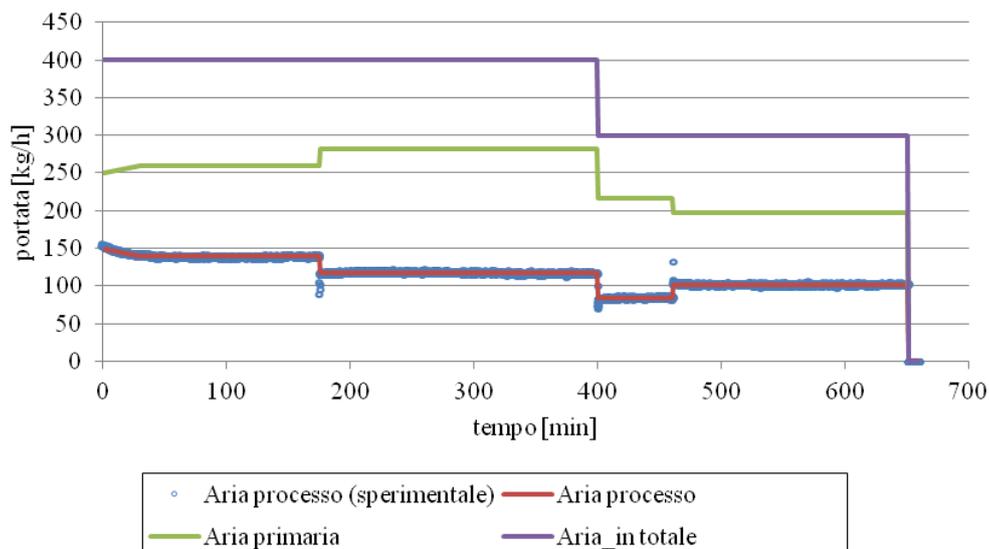


**Figura 4 Profilo di temperatura dei bruciatori nella prova di SE-WGS**

Ciò è particolarmente utile per piccole variazioni essendo l'attuatore della valvola di controllo del metano non particolarmente fine. Per conoscere i picchi di temperatura attribuibili a questo tipo di regolazioni e mancando un log degli eventi di questo tipo nel sistema di controllo, si riporta la temperatura della "torcia" utilizzata per questa operazione. Si tratta di un bruciatore con il compito di bruciare i gas in uscita dal carbonatatore.

#### Aria

L'aria di processo è registrata mentre l'aria primaria ai bruciatori è stata valutata attraverso diversi set di dati. Il totale è stato ottenuto sommando le due. Dall'osservazione diretta durante la fase di caricamento e di calcinazione è stato ricavato un andamento con due diversi valori costanti per questa variabile che sono rispettivamente di 400 kg/h e 300 kg/h che sono stati quindi presi a riferimento nella simulazione (Figura 5).

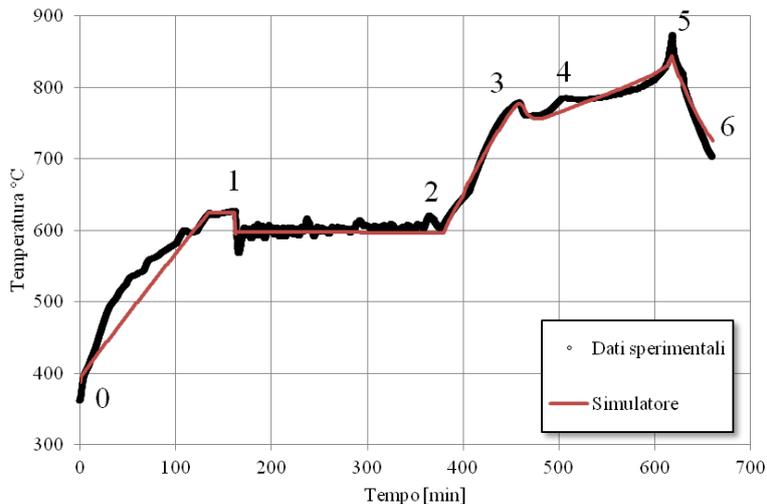


**Figura 5 Profili dell'aria in ingresso al carbonatatore**

## 2.4 Validazione del Modello in ChemCAD

In Figura 6 è riportato il confronto tra il profilo di temperatura empirico e quello generato dal simulatore. Il tratto 0-1 che corrisponde al riscaldamento del reattore mette in evidenza una differenza dei risultati della simulazione rispetto ai dati sperimentali. La causa è da ricercare nella maggiore temperatura

raggiunta che accentua i fenomeni di dispersione e scambio termico all'interno del reattore. Il tratto 1-2 presenta i consueti picchi di temperatura dovuti al caricamento manuale.



**Figura 6 Confronto dei profili sperimentali e numerici della temperatura del carbonatatore**

Anche in questo caso è stata mantenuta una portata di metano e una di dolomite costante evitando di simulare le numerose piccole regolazioni del metano operate in questo tratto come spiegato in precedenza. Il simulatore sembra in grado di seguire molto bene l'andamento della curva sperimentale fino al punto 3. In questo punto avviene un'accelerazione della velocità di reazione che comporta un calo di temperatura. La cinetica adottata si dimostra in grado di raggiungere la temperatura minima del tratto 3-4 al contrario del successivo aumento che appare più lento e graduale. Il punto 5 corrisponde alla massima temperatura raggiunta e presenta problemi analoghi al caso precedente mettendo nuovamente in evidenza le limitazioni della simulazione ad alta temperatura. La pendenza del tratto di raffreddamento (tratto 5-6) è simile a quello della prova 1 e la sovrapposizione con i dati sperimentali è buona. Il modello si dimostrò poco sensibile alla variazione della portata d'azoto in questo tratto, infatti la variazione di pendenza del punto 5 che corrisponde alla chiusura dell'aria per il lavaggio in azoto non è affatto evidente nella simulazione nonostante si passi da circa 300kg/h di aria a circa 60kg/h di azoto.

### 2.5 Valori del controllore PID usati nelle simulazioni

Sono stati individuati alcuni intervalli caratteristici per il sistema di controllo in cui i valori del regolatore sono assunti costanti. Questa operazione è necessaria in quanto sono numerose le regolazioni manuali apportate nel corso dell'esercizio dell'impianto, non tutte riproducibili, che comportano l'utilizzo di alcuni accorgimenti per essere simulate. Per questo motivo non si arriverà ad un valore preciso per le costanti di regolazione quanto piuttosto ad un range di valori. In **Errore. L'origine riferimento non è stata trovata.** sono riportati i valori del controllore PID usati nelle simulazioni. Come si nota dal confronto delle diverse costanti il regolatore è fondamentalmente di tipo PD dove prevale la parte proporzionale con un piccolo contributo del termine derivativo e un apporto quasi trascurabile di quello integrale. I tre intervalli individuati per queste costanti nella prova 1 corrispondono ai tre settaggi del set-point della temperatura del letto individuati in precedenza. Nella prova 2 non è stato necessario specificare un terzo intervallo in quanto manca la fase di mantenimento ad alta temperatura. Queste costanti sono fondamentali per future simulazioni in quanto consentono di stimare la risposta del sistema a determinati input. I valori riportati sono altresì legati al time-step della simulazione e perdono di validità per passi temporali diversi da 1minuto tanto per la prima quanto per la seconda prova.

**Tabella 2 valori del controllore PID usati nelle simulazioni**

Tratto[min]	P	I [min]	D [min]
0-161	20	500	2
162-660	30	600	4

### 3 Simulazioni CFD con approccio Lagrangiano-Euleriano attraverso il simulatore Barracuda®

Questo paragrafo è dedicato all'utilizzo del software Barracuda® per la simulazione del reattore di carbonatazione nelle condizioni operative appena descritte. L'approccio usato dal simulatore è un approccio lagrangiano-euleriano che come si vedrà in questa sezione simula in maniera adeguata un sistema complesso formato da un con un notevole numero di particelle.

I modelli matematici CFD relativi alla descrizione di flussi multi-fase costituiti da una fase solida e una gassosa, si basano principalmente su due approcci diversi. Nell'approccio Euleriano-Euleriano (Gidaspow, 1986, Batchelor, 1988, Jackson, 2000) entrambe le fasi sono trattate come fluidi pseudo continui. Nell'approccio Euleriano-Lagrangiano (Cundall and Strack, 1979, Amsden, et al., 1989, Snider 2001, Godlieb, et al, 2007) la fase gassosa è trattata come un fluido continuo mentre la fase solida dispersa è calcolata risolvendo le equazioni del moto per le singole particelle. Nel primo caso è necessario ricavare dei modelli per i diversi termini che si presentano nelle equazioni, come per esempio per gli stress viscosi e particella-particella. Inoltre il set di equazioni va risolto per ciascuna dimensione e tipologia di particella. Per il secondo tipo di approccio sono possibili numerose varianti. La risoluzione diretta del flusso intorno ciascuna particella per esempio, può essere perseguita solo nel caso di poche particelle, così come per il metodo Lattice-Boltzman. Tali metodi possono però avere senso nello studio dell'interazione fluido-particella e quindi nello sviluppo di modelli che servano per la chiusura delle equazioni di riferite ad altri approcci. I metodi Discrete Particle o Discrete Elements (DPM o DEM) si basano invece sul calcolo di un numero discreto di particelle, considerate semi-rigide e sferiche, interagenti tra loro attraverso forze di contatto basate su di un coefficiente di restituzione e con il fluido attraverso un modello di "drag". A causa dell'alta frequenza di collisione nel caso di frazioni di volume superiori al 5%, tale metodo viene applicato a casi bidimensionali che prevedono un numero massimo di particelle dell'ordine di  $10^5$ . Anche il metodo MP-PIC (multiphase particle-in-cell) di Barracuda® utilizza un approccio Euleriano-Lagrangiano. Invece di calcolare l'evoluzione di ciascuna particella, queste vengono raggruppate ad esempio in funzione della dimensione, delle specie, in particelle computazionali. In questo modo è possibile modellare sistemi con un elevato numero di particelle con un onere computazionale contenuto, visto le collisioni non sono direttamente calcolate ma modellate come gradiente spaziale calcolato sulla griglia euleriana. Comunque le due fasi risultano completamente accoppiate in termini di interscambio di massa, quantità di moto ed energia. Barracuda® è inoltre in grado di sfruttare la potenza di calcolo delle schede GPU per parallelizzare il calcolo delle particelle. Per GPU (Graphics Processing Unit) si intende un dispositivo hardware costruito originariamente appositamente per il rendering grafico. La GPU è stata progettata per fare una sola cosa, eseguendo sempre lo stesso tipo di istruzioni il più velocemente possibile. Tuttavia, negli ultimi anni le GPU sono state utilizzate sempre di più per calcoli di uso generale. La GPU ha molti cores (tipicamente migliaia oggi) destinati al trattamento di grandi blocchi di dati in parallelo. Questo contrasta con una tipica unità centrale di elaborazione (CPU), che ha un numero significativamente inferiore di cores, ciascuno dei quali è più sofisticato e adatto a lavorare su istruzioni indipendenti. La GPU non è pratica per tutti i tipi di calcolo, ma per i casi in cui le stesse istruzioni sono da eseguire su grandi insiemi di dati, come milioni di particelle, diventa un personal supercomputer. Mentre una GPU non può rivaleggiare con i più veloci sistemi di elaborazione parallela del mondo, non richiede sistemi di raffreddamento specializzati, non richiede una rete ad alta velocità costosa ed un team specializzato per la sua gestione ed utilizzo. In pratica un supercomputer in una scatola, piccolo e potente, che offre una significativa accelerazione nel calcolo, ad una frazione del costo di una rete parallela. Le GPU rappresentano quindi la possibilità di effettuare supercalcolo di massa. Le simulazioni effettuate riguardano il reattore carbonatatore dell'impianto Zecomix in cui è stato testato il processo SE-WGS precedentemente descritto.

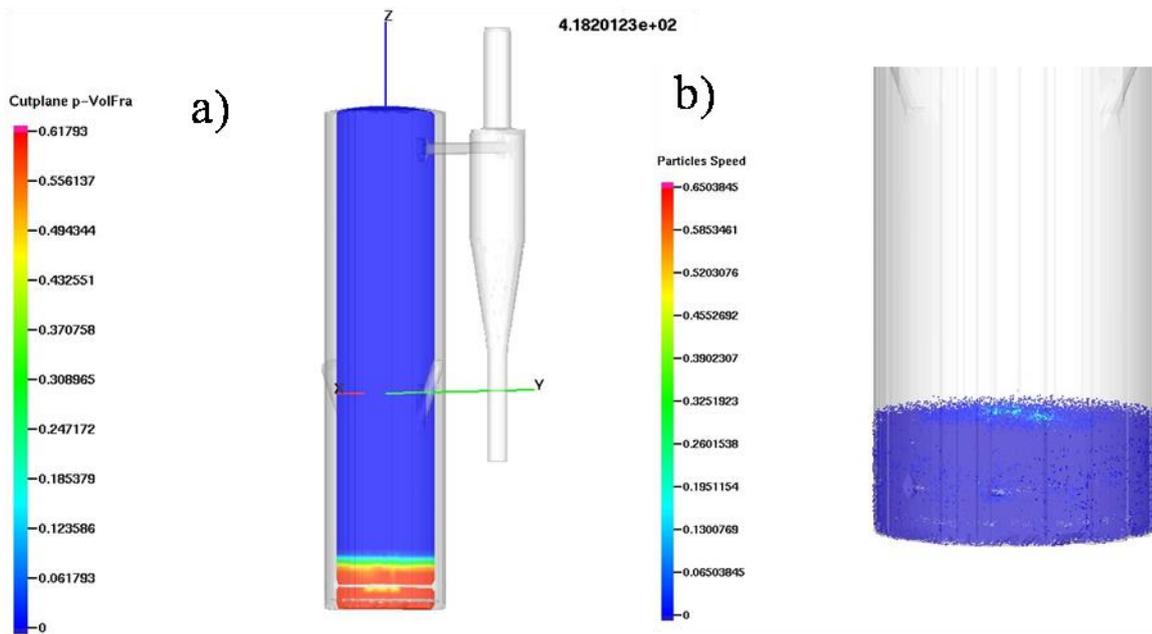
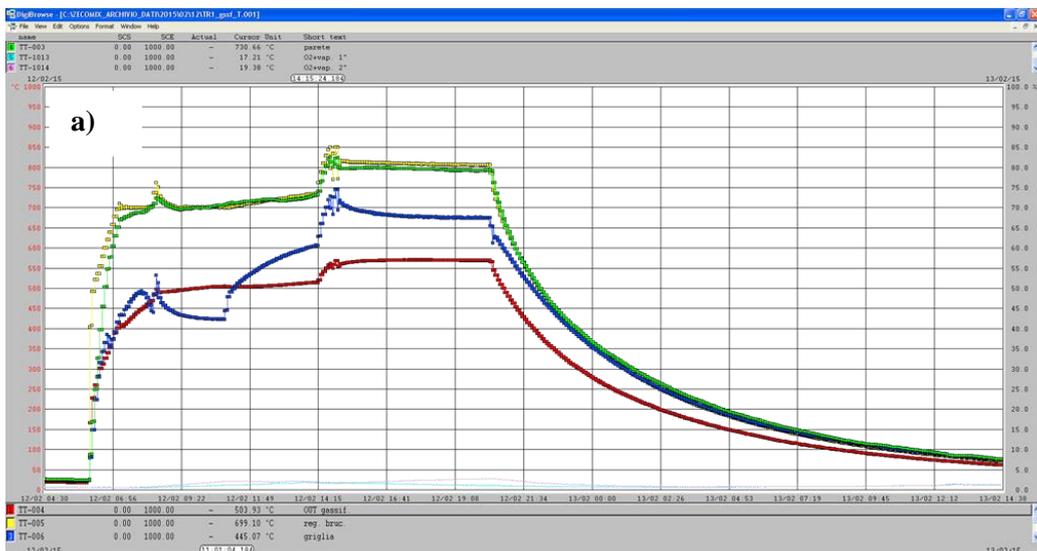


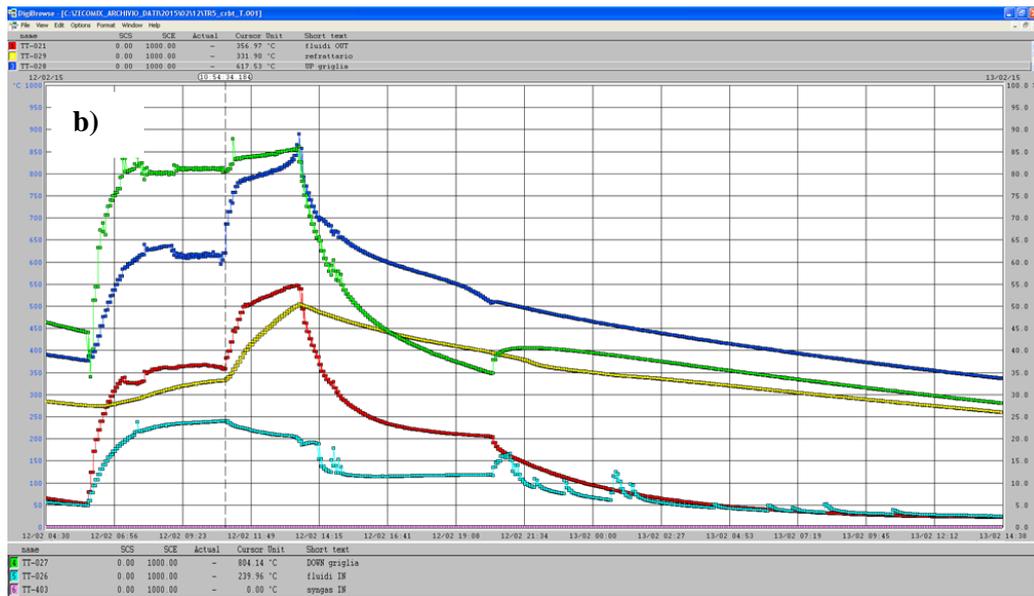
Figura 7 (a) Frazione di volume delle particelle solide; (b) Velocità (m/s) delle particelle solide

Una miscela composta di CO e vapor d’acqua 600 °C viene introdotto dal basso alla stessa portata del test sperimentale sopra descritto e distribuito attraverso un piatto distributore del carbonatore. Il flusso gassoso ed eventualmente le particelle più leggere escono attraverso il ciclone. La curva di distribuzione delle dimensioni delle particelle formanti il letto è riportata in Figura 7a. La mesh di calcolo è costituita da circa 80000 celle. Un modello tipo Large Eddy Simulation viene utilizzato per la turbolenza, mentre il modello di drag è quello di Wen-Yu. Il sistema è considerato adiabatico dato lo spesso strato di refrattario che riveste il reattore. Come si vede la quantità di materiale granulare (sabbia di dolomite) e la portata di vapore e CO permettono una fluidizzazione uniforme del letto Figura 7b ed una velocità all’interno del letto inferiore a 2.5 volte la velocità di minima fluidizzazione.

#### 4 Conduzione simultanea dei reattori di gassificazione/combustione e decarbonizzazione: separazione della CO2 in post-combustione

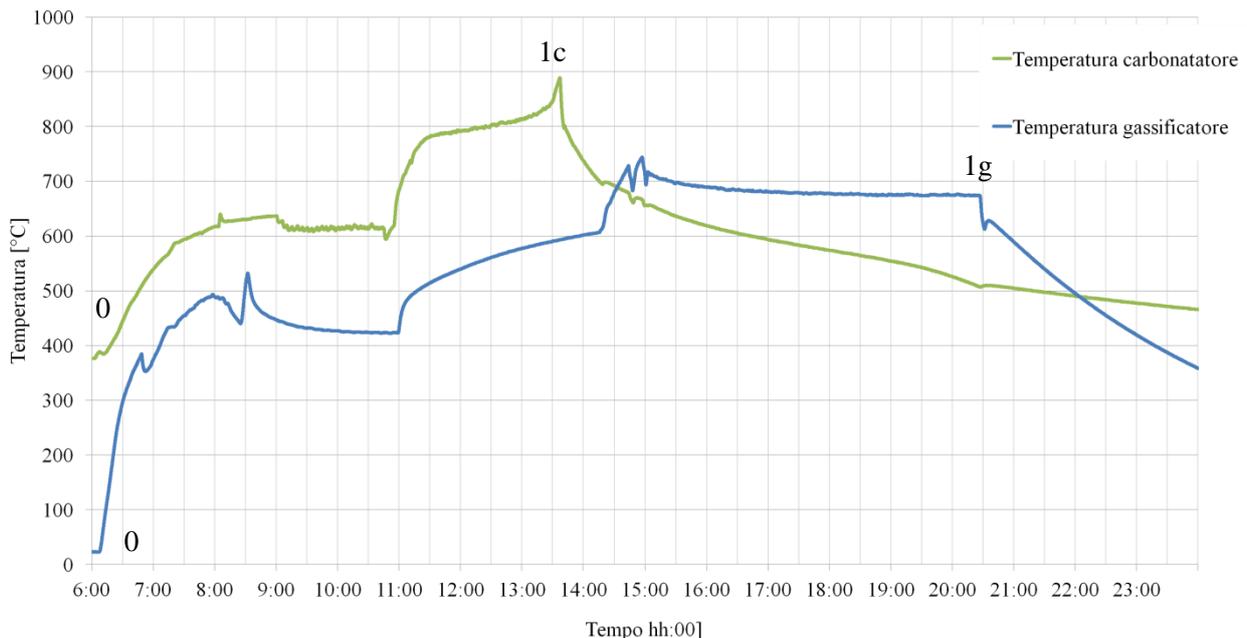
Questa parte del rapporto è focalizzata sulle prove preliminari per la conduzione simultanea del gassificatore di carbone della IR-Z ed il carbonatore per la produzione di un gas ad alto contenuto di H2 da utilizzare come combustibile in una micro-turbina.





**Figura 8 Screenshots rivelati durante la conduzione simultaneo del gassificatore (a) e del carbonatore (b): i fumi di combustione all’uscita del gassificatore vengono avviati al reattore di carbonatazione**

Per facilitare l’operazione di contemporanea conduzione, il gassificatore è stato esercito come semplice combustore al fine di generare fumi di combustione che sono stati avviati al carbonatore all’interno del quale era presente un letto di dolomite precedentemente caricato. In Figura 8a è riportato uno screenshot che mostra la mappa termica del gassificatore/combustore mentre la Figura 8b evidenzia la temperatura all’interno del carbonatore rilevata a diverse quote. In particolare la Figura 9 confronta la temperatura rappresentava della camera di reazione del gassificatore/combustore (curva blu della Figura 8a) con la temperatura media del letto all’interno del carbonatore (curva blu della Figura 8b) . Sono stati accesi i bruciatori dei due reattori contemporaneamente (punto 0 della Figura 9). Il bruciatore del reattore di decarbonizzazione è stato spento una volta superata il valore di 800 °C (il letto di dolomite risulta essere calcinato, come descritto precedentemente) mentre il bruciatore del reattore di gassificazione viene spento al punto 1g quando la prova si ritiene superato con successo.



**Figura 9 Confronto delle temperature al reattore di gassificatore/combustore e decarbonizzazione**

I fumi di combustione attraversano il letto di dolomite calcinata dove avviene la separazione della CO<sub>2</sub> in post-combustione. Da notare come il calore sensibile dei fumi di combustione rallenti il raffreddamento del letto di dolomite (curva verde Figura 9) con la nascita di un'interessante flesso a circa 600 °C che è la temperatura ideale per la separazione della CO<sub>2</sub>.

La prova ha avuto successo, anche dal punto di vista impiantistico, visto che non sono state riscontrate anomalie o malfunzionamenti dei due reattori eserciti contemporaneamente. Gli operatori, grazie all'esperienza acquisita nella conduzione separata dei due reattori, sono riusciti con perizia a replicarne le condizioni operative alla conduzione simultanea dei reattori.

## *5 Microturbina TURBEC T100 - Installazione del quadro elettrico di potenza e relativa strumentazione*

Infine è stato collaudato il quadro elettrico della microturbina che verrà alimentato attraverso la corrente ad alto contenuto di H<sub>2</sub> prodotta nel reattore di carbonatazione descritto nella prima parte del presente rapporto. In particolare è stato realizzato, come da specifiche (vedi [2] ), il quadro elettrico di potenza per l'allaccio della turbina TURBEC T100 alla rete elettrica. Il quadro è stato collaudato e sono state eseguite le dovute verifiche del rispetto della normativa CEI-021. E' stato fatto un intervento per l'integrazione sul DCS ZECOMIX dei due strumenti di misura (power meter Schneider PM3250) presenti sul quadro elettrico . In particolare:

- collegamento al PLC del DCS ZECOMIX tramite interfaccia RS485 e protocollo di comunicazione MODBUS,
- realizzazione in ambiente Freelance ABB dell'interfaccia di comunicazione (vedi Figura 11 e Figura 12).

L'interfaccia operatore, attualmente nella versione BETA, verrà integrata nel sinottico della turbina per fornire informazioni sulle principali grandezze elettriche del quadro di potenza.



Figura 10 - ZECOMIX - sala controllo; quadro di potenza della TURBEC T100.

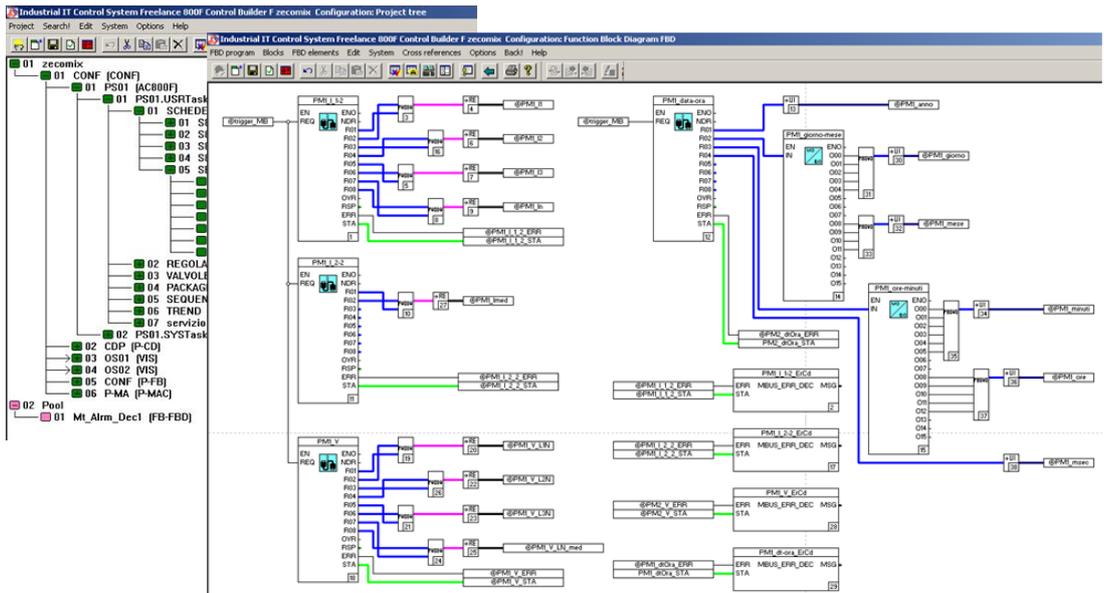


Figura 11 - ZECOMIX - Quadro elettrico T100; comunicazione MODBUS con i power meters Shneider PM3250 (Functional Block Diagram - ABB Freelance).

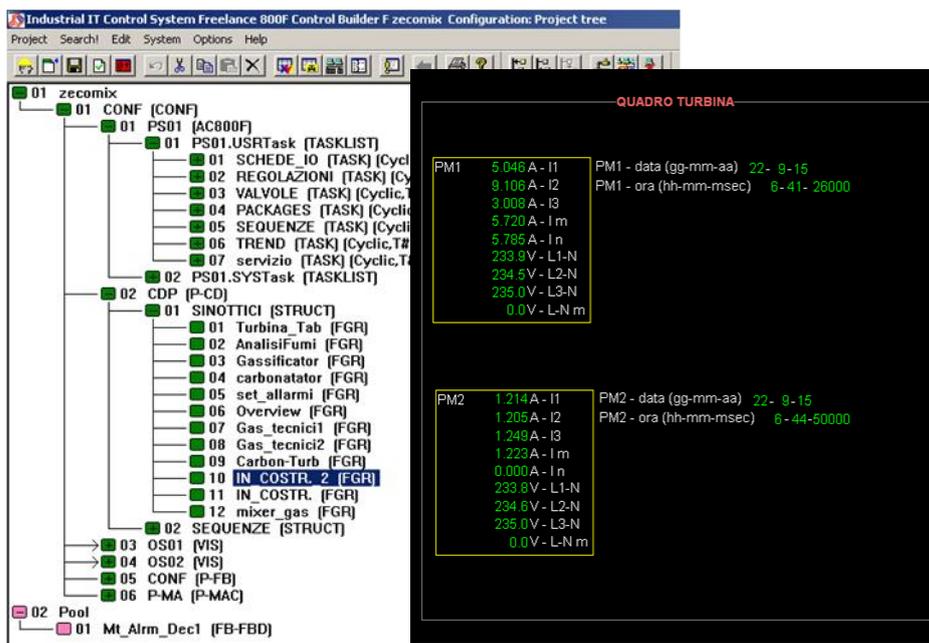


Figura 12 - ZECOMIX - Quadro elettrico T100; interfaccia di comunicazione con i power meter Shneider PM3250 - VERSIONE BETA.

## 6 Conclusioni

Il processo di SE-WGS condotto nell'IR-Z ha dato esito positivo: sono stati eserciti simultaneamente e con successo la sezione di gassificatore/combustore e la sezione di decarbonizzazione.

## 7 Riferimenti bibliografici

1. Report RdS/2013/262 – “Modellazione di un processo di decarbonizzazione e reforming del metano: start-up della sezione di cattura della CO2 della piattaforma ZECOMIX” - I. Cassani, P.U. Foscolo
2. Report RdS/PAR2013/267 - “Installazione della turbina TURBEC T100 presso la piattaforma ZECOMIX” - M. Nobili, A. Assettati, G. Messina, L. Pagliari