



Ricerca di Sistema elettrico

Test sperimentali di gassificazione e co- gassificazione di carbone e biomasse presso la piattaforma pilota Sotacarbo

*A. Pettinau, G. Calì, M. Fadda, F. Ferrara, C. Frau,
E. Loria, A. Orsini, P. Miraglia, F. Tedde*

TEST SPERIMENTALI DI GASSIFICAZIONE E CO-GASSIFICAZIONE DI CARBONE E BIOMASSE
PRESSO LA PIATTAFORMA PILOTA SOTACARBO

A. Pettinau, G. Calì, M. Fadda, F. Ferrara, C. Frau, E. Loria, A. Orsini, P. Miraglia, F. Tedde (Sotacarbo)

Settembre 2014

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico – ENEA

Piano Annuale di Realizzazione 2013

Area: Produzione di energia elettrica e protezione dell'ambiente

Progetto B.2: Cattura e sequestro della CO₂ prodotta dall'utilizzo dei combustibili fossili

Obiettivo: Parte B - a - Cattura della CO₂ in post e pre-combustione, con produzione di combustibili gassosi

Task a.1 Test di gassificazione presso la piattaforma pilota Sotacarbo-

Responsabile del Progetto: ing. Stefano Giammartini, ENEA

Il presente documento descrive le attività di ricerca svolte all'interno dell'Accordo di collaborazione "*Studi sull'utilizzo pulito di combustibili fossili, cattura e sequestro della CO₂*"

Responsabile scientifico ENEA: ing. Paolo Deiana

Responsabile scientifico Sotacarbo: ing. Enrico Maggio

Indice

SOMMARIO.....	4
1 INTRODUZIONE.....	5
2 L'IMPIANTO PILOTA SOTACARBO.....	6
2.1 IL REATTORE DI GASSIFICAZIONE.....	6
2.2 SISTEMA DI REGOLAZIONE E CONTROLLO DELL'IMPIANTO.....	7
2.3 SISTEMA DI CAMPIONAMENTO E ANALISI.....	7
2.3.1 <i>Composizione del gas</i>	7
2.4 MODIFICHE E MIGLIORIE DELL'IMPIANTO PILOTA.....	8
2.4.1 <i>Ri-progettazione del sistema di scarico automatico delle ceneri</i>	8
2.4.2 <i>Progettazione della modifica delle guardie idrauliche</i>	9
2.4.3 <i>Riprogettazione dei pozzetti di raccolta delle acque reflue</i>	10
2.4.4 <i>Laboratori</i>	10
3 OBIETTIVI DELLA CAMPAGNA SPERIMENTALE.....	11
3.1 COMBUSTIBILI IMPIEGATI.....	11
3.2 STRUMENTI E METODI DI ANALISI.....	12
3.2.1 <i>Analisi immediata</i>	12
3.2.2 <i>Analisi elementare</i>	12
3.2.3 <i>Determinazione del potere calorifico</i>	12
4 PROCEDURE OPERATIVE DEL PROCESSO DI GASSIFICAZIONE.....	12
4.1 VERIFICHE E AVVIAMENTO DELLE APPARECCHIATURE AUSILIARIE.....	13
4.2 FASE DI START-UP.....	13
4.2.1 <i>Caricamento iniziale del reattore</i>	13
4.2.2 <i>Inertizzazione del sistema</i>	13
4.2.3 <i>Accensione del letto combustibile</i>	13
4.2.4 <i>Messa a regime del processo</i>	13
4.3 FASE OPERATIVA.....	14
4.4 FASE DI SHUT-DOWN.....	14
5 ANALISI DEI TEST SPERIMENTALI.....	15
5.1 PROVA DEL 14.05.2014.....	15
5.2 PROVA DEL 29.05.2014.....	16
5.2.1 <i>Conclusioni</i>	18
5.3 PROVA DEL 5.06.2014.....	18
5.3.1 <i>Conclusioni</i>	19
9 CONCLUSIONI.....	22
10 RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI.....	22

Sommario

Il presente documento riporta una sintesi dei principali risultati ottenuti nei test di gassificazione effettuati nel corso della campagna sperimentale sviluppata sull'impianto pilota della piattaforma Sotacarbo tra ottobre 2013 e settembre 2014 al fine di approfondire alcuni aspetti legati alle prestazioni del processo di gassificazione impiegato nella piattaforma stessa per l'utilizzo di differenti combustibili. L'obiettivo principale della campagna è stato quello di monitorare la composizione del syngas prodotto (in particolare in termini di CO, CO₂, H₂S e H₂) e produrre una corrente di syngas con composizione pressoché stabile e costante utilizzando come alimentazione miscele di combustibili di tipologia e composizione analoghe. Oltre a una descrizione sintetica dell'apparato sperimentale e delle modifiche impiantistiche ad esso recentemente apportate, sono illustrate le prestazioni generali del processo di gassificazione con diversi combustibili o miscele di combustibili.

Nel corso della campagna sperimentale oggetto del presente documento, particolare attenzione è stata data alla co-gassificazione di carbone e biomasse.

In questa annualità la sezione di gassificazione è stata esercitata con lo scopo di produrre syngas con concentrazioni delle varie specie chimiche in esso presenti più costanti possibile nel tempo, da inviare alla linea di trattamento. Solo così infatti è stato possibile verificare e analizzare le prestazioni delle varie sezioni a valle

1 Introduzione

Al fine di approfondire ulteriormente la conoscenza del processo di gassificazione impiegato nell'impianto pilota della piattaforma Sotacarbo e di migliorarne le prestazioni, tra ottobre 2013 e settembre 2014 è stata effettuata una campagna sperimentale per l'ottimizzazione di alcuni aspetti impiantistici e per l'analisi del processo in diverse condizioni operative.

Rispetto alle precedenti campagne sperimentali, l'impianto nel suo complesso e il gassificatore nello specifico sono stati ulteriormente modificati e messi a punto per migliorare le condizioni di processo (inclusa la stabilità dello stesso) e ottimizzare la strumentazione di analisi e acquisizione dei dati sperimentali.

Il presente documento riporta una sintesi dei principali risultati ottenuti nei test di gassificazione effettuati nel corso della campagna sperimentale suddetta, durante la quale la sezione di gassificazione è stata utilizzata al fine di produrre un syngas con una concentrazione stabile da inviare alla sezione di trattamento.

Sono inoltre riportati nel presente lavoro i seguenti studi:

- “Attività di modellistica dei sistemi CCS: sviluppo di un modello dettagliato dell'impianto di cattura post combustione della CO₂ utilizzando Custom Modeller dell'Aspen”, per cui è stato affidato uno studio al Dipartimento di Ingegneria Chimica DIMCM dell'Università di Cagliari;
- “Analisi dell'integrazione di impianti a vapore USC dotati di tecnologie CCS e sistemi solari a concentrazione””, per cui è stato affidato uno studio al Dipartimento di Ingegneria Meccanica DIMCM dell'Università di Cagliari.

2 L'impianto pilota Sotacarbo

L'impianto pilota della piattaforma Sotacarbo comprende, in estrema sintesi, una sezione di gassificazione, un sistema di primo lavaggio del syngas e due linee in parallelo per la produzione di energia elettrica e di idrogeno. In particolare, la sezione di gassificazione è costituita principalmente da un reattore a letto fisso *up-draft*, utilizzando principalmente (ma non esclusivamente) aria come agente gassificante e operante a pressione pressoché atmosferica. Il reattore è equipaggiato con una serie di apparecchiature ausiliarie per lo svolgimento delle varie funzioni a supporto della gassificazione, quali la produzione e l'immissione degli agenti gassificanti, il caricamento del combustibile e il controllo dei parametri di processo.

2.1 Il reattore di gassificazione

Il gassificatore pilota della piattaforma Sotacarbo (Figura 1) è costituito da un reattore a letto fisso *up-draft*, progettato per operare con alimentazione ad aria e a pressione pressoché atmosferica. Come anticipato, il reattore, sviluppato per gassificare differenti tipologie di carbone, è stato impiegato anche per effettuare test preliminari di gassificazione e co-gassificazione di biomasse.

Il gassificatore ha un diametro interno di 300 mm e un'altezza complessiva pari a 2000 mm, con un'altezza massima del letto di combustibile pari a circa 1750 mm.

Il combustibile viene introdotto all'interno del gassificatore dall'alto, attraverso un condotto coassiale allo stesso reattore; il profilo termico è determinato mediante tre differenti sistemi di analisi delle temperature:

- una termocoppia multipla dotata di undici sensori distribuiti lungo tutta l'altezza del reattore, leggermente decentrata (per ragioni di carattere costruttivo) rispetto all'asse;
- una serie di 27 termocoppie disposte, su 9 differenti livelli, sulla superficie esterna del reattore;
- una serie di 7 termocoppie disposte in punti differenti della griglia di supporto del letto combustibile.



Figura 1. - parte inferiore del gassificatore pilota.

Il letto di combustibile poggia sopra una griglia metallica messa a punto da Sotacarbo, nel corso di precedenti campagne sperimentali, in sostituzione della griglia originale, che presentava notevoli problemi relativi allo scarico delle ceneri. La griglia consente l'introduzione nel letto di combustibile degli agenti

gassificanti (aria e vapore, nelle condizioni nominali di funzionamento), i quali vengono miscelati all'esterno del reattore, portati alla temperatura desiderata (fino a 250 °C, mediante un apposito riscaldatore elettrico) e immessi al di sotto della griglia stessa.

La fase di avviamento avviene tipicamente mediante l'introduzione nel reattore di un letto costituito da uno strato di materiale inerte a protezione della griglia, sopra il quale è posizionato uno strato di pellet di legno (additivato con un materiale paraffinico altamente infiammabile per favorire l'avvio delle reazioni di combustione) e uno strato di coke e carbone, per un totale di 60 dm³ di carica iniziale.

L'accensione vera e propria del letto avviene con l'ausilio di tre lampade ceramiche a irraggiamento, che riscaldano il pellet di legno in loro prossimità favorendo l'avvio delle reazioni di combustione [1, 2].

2.2 Sistema di regolazione e controllo dell'impianto

La maggior parte delle operazioni di regolazione e controllo dell'impianto vengono gestite in modalità manuale da un apposito sistema. In particolare, il sistema di regolazione e controllo permette di variare i principali parametri di processo (sia del gassificatore che delle varie linee di trattamento del syngas), l'apertura o chiusura delle valvole e così via, nonché di acquisire in automatico i principali dati di processo (pressioni, temperature, portate, eccetera).

A titolo di esempio, la figura 2.2 mostra uno dei sinottici di controllo del processo di gassificazione.

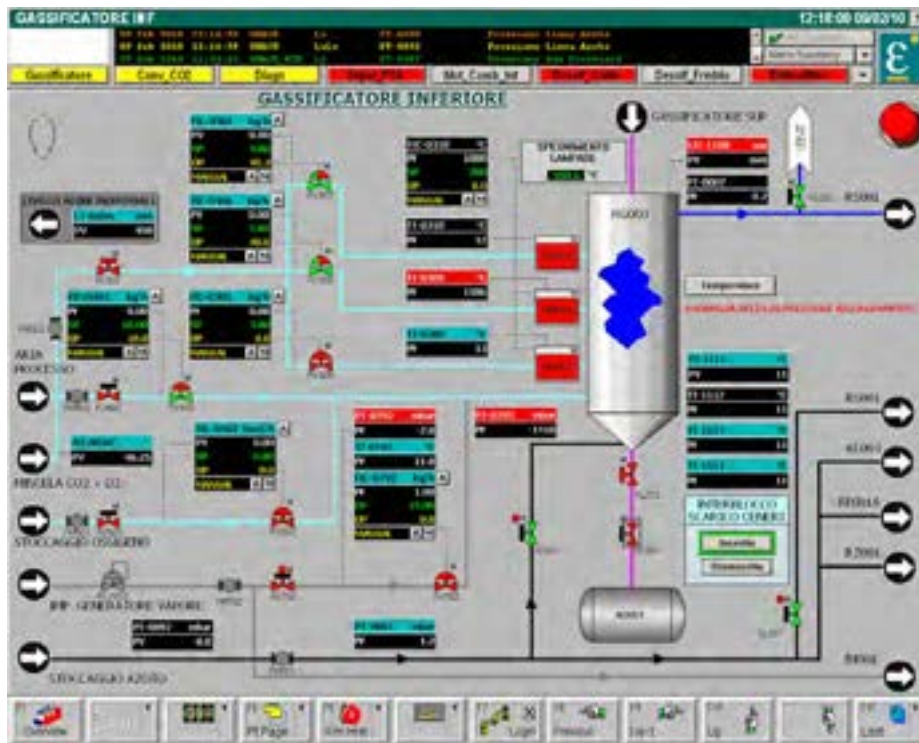


Figura 2. - Uno dei sinottici del sistema di regolazione e controllo dell'impianto pilota.

2.3 Sistema di campionamento e analisi

A supporto delle sperimentazioni, l'impianto è dotato di una serie di strumenti che consentono di monitorare, in modo continuo, i principali parametri in gioco: pressioni, portate e temperature degli agenti gassificanti e del syngas prodotto, nonché i profili termici all'interno del reattore.

2.3.1 Composizione del gas

La composizione del syngas è misurata principalmente mediante tre differenti sistemi:

- due misuratori di ossigeno;
- un gas cromatografo portatile;
- un sistema di analisi in tempo reale.

I due misuratori di ossigeno sono installati a valle dello scrubber e a valle del primo stadio di desolforazione a freddo del syngas e assolvono al doppio ruolo di controllo di sicurezza, al fine di evitare il crearsi di atmosfere esplosive, e di indicatore delle prestazioni del processo.

Il gas cromatografo portatile Agilent 3000 viene collegato di volta in volta ai vari punti di campionamento posti a monte e a valle di ciascuna delle sezioni principali dell'impianto. In particolare, il gas cromatografo fornisce una misura, ogni tre minuti circa, della composizione del syngas nelle specie CO₂, H₂, O₂, CO, CH₄, N₂, H₂S, COS, C₂H₆ e C₃H₈ [2, 3].

Infine, il sistema di analisi del gas in tempo reale è costituito da un armadio ABB contenente i seguenti analizzatori gas:

- misura delle concentrazioni di CO, CO₂ e CH₄ tramite modulo URAS26 di tipo IR (raggi infrarossi), con i seguenti campi di misura:
 - CO₂: 0-25% in volume;
 - CH₄: 0-5% in volume;
 - CO: 0-30% in volume;
- misura della concentrazione di H₂ tramite modulo CALDOS 25 di tipo a conducibilità termica, con campo di misura tra lo 0 e il 100% in volume;
- misura della concentrazione di O₂ tramite modulo Magnos 206 di tipo paramagnetico, con campo di misura tra lo 0 e il 25% in volume;
- misura della concentrazione di H₂S tramite modulo Limas 11 di tipo a raggi ultravioletti, con campo di misura tra lo 0 e il 2% in volume.

2.4 Modifiche e migliorie dell'impianto pilota

Sull'impianto pilota sono state eseguite le seguenti modifiche:

- ri-progettazione del sistema di scarico automatico delle ceneri per permettere al sistema di avere una leggera sovrappressione (circa 50 mbar) al fine di evitare il contatto delle ceneri scaricate con l'atmosfera esterna;
- progettazione della modifica delle guardie idrauliche dell'impianto al fine di aumentare la pressione di funzionamento dell'impianto da circa 80 mbar a circa 130 mbar;
- riprogettazione dei pozzetti di raccolta delle acque reflue provenienti dal sistema di pulizia gas (scrubber e desolforazione a freddo) che attualmente risultano sottodimensionati;
- preparazione dell'impianto per la successiva fase di sperimentazione di gassificazione di carbone, miscele di carbone.

2.4.1 Ri-progettazione del sistema di scarico automatico delle ceneri

Il gassificatore pilota è dotato di un sistema di scarico ceneri composto da: un cono coibentato, una griglia movimentata in automatico tramite un pistone pneumatico, due valvole a ghigliottina. Durante le precedenti sperimentazioni le ceneri prodotte venivano scaricate in contenitori aperti ed esposti agli agenti atmosferici esterni, inoltre lo scarico ceneri ha sempre presentato problemi di tenuta con conseguente trafilamento di syngas. Pertanto, nella presente annualità, sono stati apportati dei miglioramenti alla sezione, realizzando un sistema di raccolta delle ceneri in acciaio AISI304 (Figura 3) che garantisca le tenute per evitare la fuoriuscita di syngas.



Figura 3. – Nuovo sistema di scarico ceneri

Il sistema è composto: da una valvola manuale posta al di sotto delle valvole a ghigliottina di scarico ceneri, da un corpo cilindrico con due cassette di raccolta ceneri per l'estrazione delle stesse.

2.4.2 Progettazione della modifica delle guardie idrauliche

Le guardie idrauliche dell'impianto pilota sono costituite da due piccoli serbatoi di forma cilindrica collegati con lo scrubber e con il primo stadio di desolforazione. Queste hanno un'altezza massima di 70 cm e durante il funzionamento dell'impianto pilota vengono riempite di acqua. Il loro compito è quello di evitare che si generino sovrappressioni lungo le condotte del syngas (oltre i 70 mbar). Molto spesso, però, durante le prove vengono superati i 100 mbar con conseguente "rottura delle guardie idrauliche" e fuoriuscita del syngas dall'impianto.

Per questo motivo le guardie idrauliche sono state modificate, aumentandone l'altezza fino a 120 cm e quindi aumentando la pressione di esercizio dell'impianto (110÷120 mbar), rimanendo comunque sempre al di sotto delle pressioni massime imposte dalla direttiva PED (Pressure Equipment Directive). Si riporta in Figura 4 le guardie idrauliche modificate:



Figura 4. - Guardie idrauliche modificate

2.4.3 Riprogettazione dei pozzetti di raccolta delle acque reflue

Il sistema di smaltimento dei fluidi di lavaggio, finora, era costituito da due pozzetti di raccolta reflui che tramite delle pompe di rinvio scaricavano i reflui in apposite vasche di raccolta. Il primo pozzetto raccoglie i reflui prodotti dal primo stadio di desolfurazione, il secondo i reflui prodotti dallo scrubber. Entrambi i pozzetti erano sottodimensionati ed inoltre le portate delle pompe erano insufficienti. Per tali motivazioni sono stati sostituiti con dei pozzetti di capacità maggiore e con delle pompe di portata maggiore.

I nuovi pozzetti dello scrubber e del primo stadio di desolfurazione hanno, ora, volumi pari a rispettivamente 3 m³ e 1,5 m³ contro i 0,5 m³ dei pozzetti precedenti. Le modifiche hanno permesso di evitare sversamenti di liquido ed, inoltre, lo smaltimento dei reflui è diventato più rapido.

2.4.4 Laboratori

A partire dal mese di ottobre 2013, sono state eseguite delle prove funzionali su tutte le apparecchiature da laboratorio e sui sistemi di analisi dei gas. A supporto delle attività sperimentali sull'impianto sono state eseguite analisi al termogravimetro, al calorimetro e al CHNS dei combustibili impiegati nelle prove.

3 Obiettivi della campagna sperimentale

Con riferimento al solo processo di gassificazione, l'obiettivo generale della campagna sperimentale è stato quello di approfondire alcuni aspetti legati alle prestazioni del processo di co-gassificazione di carbone e biomasse nella piattaforma pilota stessa e, in particolare, monitorare la composizione del syngas prodotto utilizzando nei differenti test miscele di carbone e biomassa della stessa tipologia e con composizioni analoghe.

E' stata inoltre verificata la possibile produzione di un syngas con caratteristiche di composizione pressoché costanti e stabili nel tempo. In particolare, nel corso della campagna è stato possibile testare il gassificatore con una miscela carbone Sulcis ad alto tenore di zolfo e pellet.

Le attività sperimentali eseguite sono di seguito riportate:

- test in data 14.05.2014 è stata effettuata una sperimentazione per valutare l'efficienza del processo di gassificazione utilizzando una miscela di carbone e biomasse a granulometria controllata. I componenti d'impianto testati sono stati: **Gassificatore, Scrubber, I Stadio di desolfurazione a freddo con soda e Torcia**. Il combustibile utilizzato è stato: 44% Sulcis e 56% Pellet, aventi pezzatura tra 8 e 15 mm. La durata della prova è stata di circa 16 ore;
- test 29.05.2014 è stata effettuata una sperimentazione per valutare l'efficienza del processo di gassificazione utilizzando una miscela di carbone e pellet a granulometria controllata. I componenti d'impianto testati sono stati: **Gassificatore, Scrubber, I Stadio di desolfurazione a freddo e Torcia**. Il combustibile utilizzato è stato: 44% Sulcis e 56% Pellet. La durata della prova è stata di circa 16 ore;
- test 05.06.2014 è stata effettuata una sperimentazione per valutare l'efficienza del processo di gassificazione utilizzando una miscela di carbone e pellet a granulometria controllata. I componenti d'impianto testati sono stati: **Gassificatore, Scrubber, I Stadio di desolfurazione a freddo e Torcia**. Il combustibile utilizzato è stato: 44% Sulcis e 56% Pellet. La durata della prova è stata di circa 16 ore.

3.1 Combustibili impiegati

I test sperimentali sulla piattaforma pilota sono stati eseguiti con carbone Sulcis e pellet. Tali combustibili sono stati caratterizzati presso i laboratori Sotacarbo con differenti strumentazioni e metodi di analisi.

In particolare, di tali combustibili è stata effettuata l'analisi immediata (mediante termogravimetro), l'analisi elementare (mediante il determinatore CHN/S) e l'analisi calorimetrica per la determinazione del potere calorifico superiore.

La Tabella 1 riporta, in sintesi, i risultati medi delle analisi effettuate sui principali campioni di combustibile analizzati presso i laboratori Sotacarbo secondo le metodiche e mediante gli strumenti precedentemente descritti.

Tabella 1 - caratteristiche dei combustibili utilizzati durante tutte le sperimentazioni effettuate

<i>Analisi immediata (% in peso)</i>	<i>carbone sulcis</i>	<i>Pellet</i>	<i>Cippato di legno (Pino)</i>	<i>Cippato di legno (eucalipto)</i>
Carbonio fisso	34,22	0,01	19,95	19,15
Umidità	4,70	7,17	7,35	7,84
Sostanze volatili	41,22	73,79	66,20	63,03
Ceneri	19,86	1,30	6,61	9,92
Carbonio totale	55,85	45,00	45,60	39,40
Idrogeno	4,65	5,90	5,66	4,94
Azoto	1,48	0,035	0,58	0,18
Zolfo	6,63	0,01	0,16	0,01
PCS (cal/g)	5399,14	4457,57	4652,30	3487,20

3.2 Strumenti e metodi di analisi

Di seguito sono brevemente descritti gli strumenti e le metodologie di analisi impiegate per la suddetta caratterizzazione dei combustibili.

3.2.1 Analisi immediata

L'analisi immediata dei combustibili impiegati è stata effettuata mediante un termogravimetro LECO TGA-701, secondo il metodo rispondente alla normativa ASTM D5142 Moisture Volatile Ash, che prevede l'analisi in sequenza di umidità, volatili e ceneri. In accordo con tale metodo, l'analisi dell'umidità è effettuata portando il campione alla temperatura di 107 °C, l'analisi della devolatilizzazione avviene a una temperatura di 950 °C mentre l'analisi delle ceneri prevede un successivo raffreddamento a 752 °C e il cambio del gas di copertura da azoto a ossigeno.

3.2.2 Analisi elementare

L'analisi elementare dei vari combustibili impiegati nella campagna sperimentale è stata effettuata mediante un determinatore LECO Truspec CHN/S, secondo una procedura appositamente sviluppata dal fornitore dello strumento, su campioni di circa 100 mg.

In particolare, il modulo CHN opera una combustione rapida e completa, con ossigeno, del campione alla temperatura di 950 °C e il contenuto di carbonio, idrogeno e azoto è determinato mediante un'analisi dei gas. D'altra parte, il modulo di determinazione del contenuto di zolfo opera una combustione, sempre con ossigeno, alla temperatura di 1350 °C e analizza il contenuto di SO₂ nel gas mediante un rivelatore a infrarossi.

3.2.3 Determinazione del potere calorifico

La determinazione del potere calorifico superiore del combustibile è stata effettuata mediante un calorimetro LECO AC-500, secondo il metodo di analisi isoperibolico rispondente alle normative ASTM, ISO, DIN e BSI, su campioni di circa 1 g. Il potere calorifico è determinato misurando la variazione di temperatura di un certo volume d'acqua dovuta alla combustione, in ambiente controllato, del campione di combustibile.

Il potere calorifico inferiore del combustibile impiegato è stato calcolato mediante il metodo empirico di Dulong (formula B). In particolare, i poteri calorifici superiore e inferiore possono essere calcolati, rispettivamente, secondo le due seguenti formule (la prima espressa in forma semplificata):

$$\begin{aligned}
 & \left[\frac{X_C}{12} + \frac{X_H}{4} + \frac{X_S}{32} - \frac{X_{O_2}}{32} - \frac{X_{H_2O}}{18} \right] \times 14186 \quad (A) \\
 & \left[\frac{X_C}{12} + \frac{X_H}{4} - \frac{X_{O_2}}{32} \right] \times 14186 \quad (B)
 \end{aligned}$$

in cui X_C , X_{H_2} , X_{O_2} , X_S , X_{H_2O} rappresentano rispettivamente le frazioni massiche di carbonio, idrogeno, ossigeno, zolfo e umidità.

Nel caso specifico, il potere calorifico superiore è stato, come detto, determinato direttamente mediante una misura calorimetrica, mentre il potere calorifico inferiore è stato determinato mediante la relazione B.

4 Procedure operative del processo di gassificazione

Il presente capitolo descrive, in maniera estremamente sintetica e semplificata, le procedure operative tipicamente impiegate per l'esecuzione dei test sperimentali sul processo di gassificazione. Tali modifiche non hanno subito sostanziali variazioni rispetto all'ultima parte della precedente campagna sperimentale e vengono comunque qui riportate per completezza.

Nel complesso, le procedure operative constano delle seguenti fasi principali:

1. verifiche iniziali e avviamento delle apparecchiature ausiliarie;
2. *start-up* dell'impianto;

3. fase operativa;
4. *shut-down* dell'impianto.

4.1 Verifiche e avviamento delle apparecchiature ausiliarie

Il funzionamento della sezione di gassificazione dell'impianto pilota Sotacarbo è subordinato alla disponibilità di una serie di apparecchiature, che devono essere messe in funzione e la cui funzionalità dev'essere verificata prima di ciascuna operazione di *start-up* dell'impianto stesso.

In particolare, le apparecchiature ausiliarie vanno avviate e verificate secondo il seguente ordine:

1. compressore dell'aria per la strumentazione;
2. compressore dell'aria di alimentazione del processo di gassificazione;
3. sistema di vaporizzazione del GPL (impiegato per l'avviamento della torcia e per l'alimentazione del generatore di vapore);
4. torcia per la combustione del syngas;
5. generatore di vapore;
6. pompe di invio dell'acqua all'impianto;
7. altre apparecchiature eventualmente impiegate per alcuni test sperimentali specifici.

4.2 Fase di start-up

Una volta avviate le apparecchiature ausiliarie, si procede allo *start-up* vero e proprio del gassificatore, secondo le fasi di seguito descritte.

4.2.1 Caricamento iniziale del reattore

Il reattore viene inizialmente caricato dall'alto con 10 dm³ di argilla espansa (introdotta allo scopo di proteggere la griglia di sostegno del letto dal materiale in fase di combustione e, come anticipato, sostituita, nel corso della campagna sperimentale con ghiaia), 10 dm³ di pellet di legno (al quale viene aggiunto del materiale paraffinico per facilitarne l'ignizione) e 40 dm³ di carbone o, in generale, del combustibile impiegato per la prova. Tali materiali, caricati in successione e in maniera stratificata per un totale di 60 dm³ (corrispondenti a un'altezza di circa 850 mm), costituiscono il letto del reattore nel corso della fase di avviamento.

4.2.2 Inertizzazione del sistema

Allo scopo di evitare la presenza di ossigeno residuo all'interno del reattore di gassificazione e delle apparecchiature poste subito a valle dello stesso, l'intero sistema viene inertizzato mediante una corrente di azoto, inviata per un tempo prestabilito. Un'attenta regolazione della portata di azoto è necessaria per evitare una movimentazione del letto, che ne comprometterebbe la perdita della stratificazione. In particolare, l'invio di una corrente di azoto di circa 30 m³/h per sette minuti assicura l'inertizzazione di tutto l'impianto pilota (qualsiasi sezione sia coinvolta durante la prova).

4.2.3 Accensione del letto combustibile

L'accensione del reattore di gassificazione avviene per mezzo di tre resistenze elettriche (lampade di accensione) in materiale ceramico poste a contatto con il letto di combustibile in prossimità dello strato di pellet di legno.

Le lampade vengono alimentate elettricamente, portate alla temperatura di 750-800 °C e mantenute in tale condizione per dieci minuti circa, al fine di consentire il riscaldamento delle zone limitrofe del letto combustibile. Dopo tale tempo viene inviata, attraverso ciascuna lampada, una portata d'aria pari a circa 3 kg/h al fine di dare avvio alla combustione. Una volta verificata l'accensione del letto (in base all'incremento di temperatura in prossimità delle resistenze ceramiche), l'alimentazione elettrica delle lampade viene interrotta, come pure l'invio dell'aria attraverso le stesse; contestualmente viene attivato l'invio dell'aria (inizialmente con una portata di circa 20 kg/h) attraverso la griglia di supporto del letto combustibile. Successivamente viene acceso il riscaldatore elettrico degli agenti gassificanti al fine di velocizzare e favorire l'accensione del gassificatore.

Tipicamente, nel corso di tale fase si avvia il campionamento del gas subito a valle del gassificatore, al fine di verificare il comportamento del processo.

4.2.4 Messa a regime del processo

Una volta terminata la fase di accensione vera e propria, il processo di gassificazione dev'essere portato a regime per l'esecuzione della prova sperimentale.

Quando la temperatura in prossimità dell'ultimo sensore (il più vicino alla griglia) della termocoppia multipla interna al gassificatore raggiunge il valore di circa 900 °C si opera lo scarico graduale del materiale inerte e si carica progressivamente il reattore con la quantità di carbone necessaria a portare il livello del letto ai valori predefiniti per la specifica prova. Successivamente, quando sono stati scaricati circa 7 dm³ di ghiaia o argilla, si inizia a inviare il vapore (non sempre necessario, a seconda dei combustibili impiegati), la cui portata, insieme a quella dell'aria, viene regolata progressivamente fino a raggiungere i valori prefissati per lo specifico test sperimentale. Infine si carica una quantità di carbone sufficiente a raggiungere il livello richiesto all'interno del gassificatore (pari generalmente a circa 1500 mm).

4.3 Fase operativa

La fase operativa dell'impianto e, nello specifico, della sezione di gassificazione è fortemente condizionata dai parametri operativi individuati per la specifica prova sperimentale; oltre ad essi è altresì necessario controllare una serie di parametri chiave per la sicurezza dell'impianto.

A tale proposito si può osservare quanto segue:

1. l'ossigeno nel syngas (misurato mediante gli appositi rilevatori posti a valle del gassificatore) dovrebbe tipicamente mantenersi intorno all'1% in volume (spesso, soprattutto nelle prime fasi della prova, si riscontrano concentrazioni superiori a tale valore, generalmente conseguenza delle basse temperature operative, del livello troppo basso del letto combustibile o della presenza di zone del reattore in cui non avvengono reazioni);
2. gli scarichi delle ceneri vengono tipicamente operati ogni 30-60 minuti (a seconda del combustibile impiegato nel test sperimentale); in generale si tende a limitare la quantità di materiale scaricato (con valori massimi di 1-2 dm³) al fine di alterare il meno possibile la stabilità del processo;
3. i caricamenti di combustibile vengono effettuati periodicamente al fine di mantenere quanto più possibile costante l'altezza del letto; anche in tal caso si tende a limitare il singolo caricamento a circa 10 dm³, al fine di non perturbare in maniera eccessiva il processo;
4. la temperatura massima di gassificazione viene mantenuta a valori dell'ordine 1050-1100 °C (in ogni caso sufficientemente distanti dal limite massimo ammissibile di temperatura, determinato dai materiali di cui è costituita la termocoppia multipla e pari a 1250 °C, e dal punto di fusione delle ceneri del combustibile specifico).

4.4 Fase di shut-down

Al termine della fase sperimentale vera e propria, si procede allo spegnimento (*shut-down*) del processo, effettuato secondo le fasi di seguito descritte per grandi linee:

1. spegnimento del riscaldatore della miscela gassificante;
2. riduzione della portata di aria inviata dal di sotto della griglia di sostegno del letto fino a 10 kg/h;
3. incremento della portata di vapore fino ai valori massimi consentiti dal generatore, al fine di accelerare il raffreddamento del letto;
4. scarico, in fasi successive, dell'intero materiale costituente il letto di combustibile, fino al completo svuotamento del reattore;
5. apertura degli scarichi del gas in atmosfera;
6. incremento della portata d'aria fino a 50 kg/h e verifica (per un tempo prestabilito, pari tipicamente a 15 minuti) delle temperature all'interno del gassificatore (una risalita delle temperature è indice della presenza di materiale residuo all'interno del reattore; in tal caso si ripete la procedura dal sopra citato punto 4);
7. spegnimento del generatore di vapore e interruzione dei campionamenti e delle analisi del gas (effettuati mediante il gascromatografo);
8. spegnimento della torcia;
9. inertizzazione dell'impianto mediante una corrente di azoto per un tempo prefissato;
10. disattivazione delle pompe di ricircolo dello *scrubber* e svuotamento del serbatoio di accumulo dell'acqua di lavaggio;
11. disattivazione delle apparecchiature ausiliarie ancora in funzione e interruzione dell'alimentazione elettrica.

5 Analisi dei test sperimentali

In questa annualità la sezione di gassificazione, come accennato ai capitoli precedenti, è stata esercitata al fine di produrre un syngas di composizione pressoché costante allo scopo di inviare la corrente alla sezione di trattamento. Di seguito è riportata una breve analisi delle prove sperimentali effettuate, con grafici riguardanti le temperature rilevate nel gassificatore e le composizioni del syngas ottenuto.

5.1 Prova del 14.05.2014

La Figura 6 riporta il profilo di temperatura all'interno del reattore di gassificazione misurato mediante le termocoppie poste sulla superficie esterna dello stesso in tre differenti fasi del test sperimentale:

- condizione di stabilità del gassificatore (ore 15:00);
- condizione intermedia della fase di funzionamento (ore 18:00);
- circa 120 minuti prima dello spegnimento finale (ore 21:00).

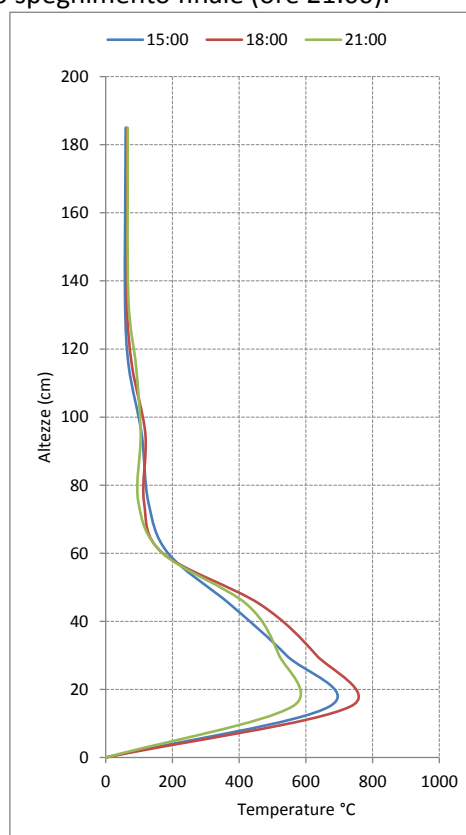


Figura 6 – Profilo termico

In Figura si riportano i valori delle temperature più significative all'interno del gassificatore, registrati durante l'intera prova.

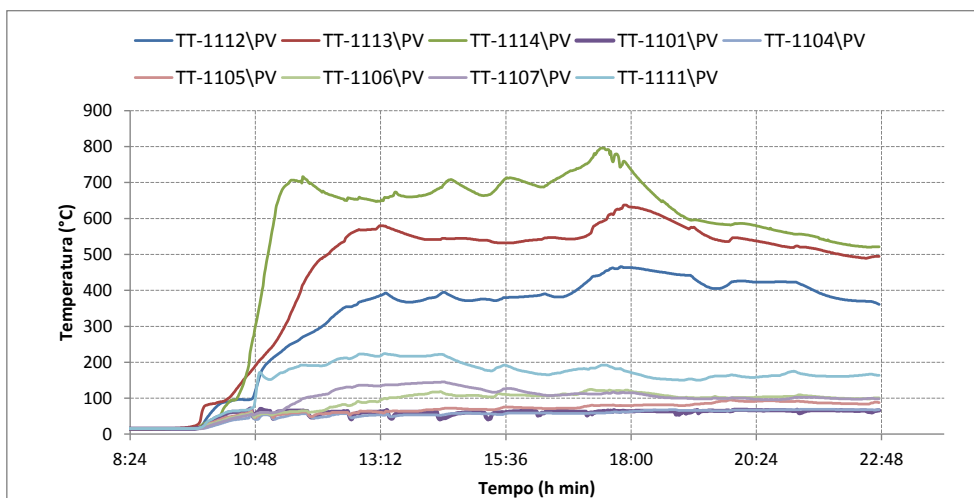


Figura 7 - andamento delle temperature all'interno del gassificatore in funzione del tempo

Nella Figura si riportano la composizione del syngas, in termini di percentuale volumetrica dei composti di CO, CO₂ e H₂, le cui analisi sono state effettuate dalle prese di campionamento DJ002 (uscita scrubber).

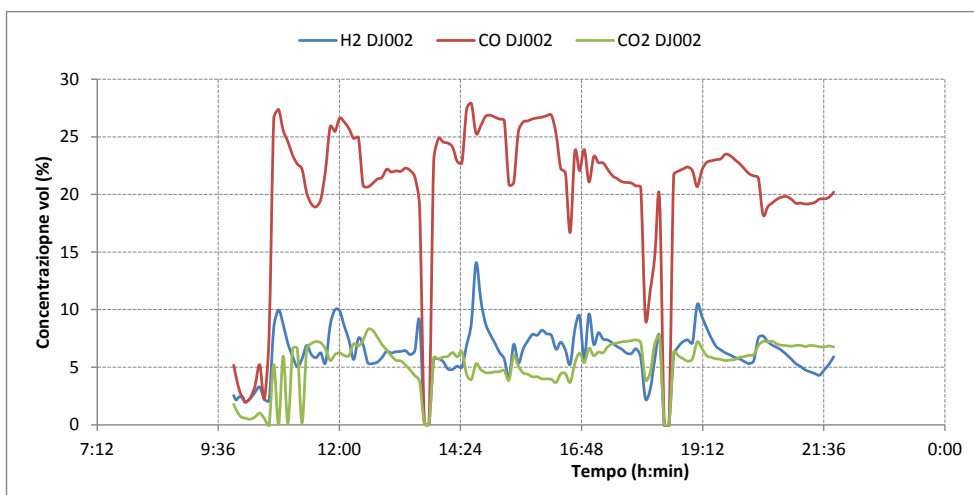


Figura 8. - composizione syngas

Da quando il sistema raggiunge il funzionamento a regime, la concentrazione media di H₂ risulta pari a circa il 7%, quella di CO pari a circa il 22% e quella di CO₂ pari a circa 5 % per un rapporto CO/CO₂ pari a 3,84 kg_{CO}/kg_{CO2} ed un rapporto H₂/CO pari a 0,3 kg_{H2}/kg_{CO}. Durante la fase di funzionamento è stata registrata una concentrazione media di O₂ pari a 2% in volume.

5.2 Prova del 29.05.2014

In Figura si riportano i valori delle temperature più significative all'interno del gassificatore, registrati durante l'intera prova.

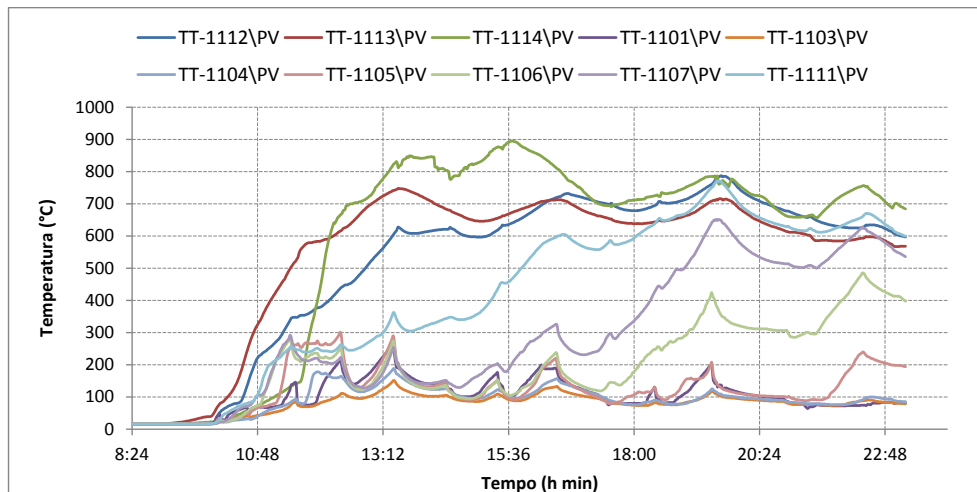


Figura 9. - andamento delle temperature all'interno del gassificatore in funzione del tempo

In Figura 10 si riporta invece il profilo di temperatura del gassificatore in tre momenti della prova:

- condizione di stabilità del gassificatore (ore 15:00);
- condizione intermedia della fase di funzionamento (ore 18:00);
- circa 120 minuti prima dello spegnimento finale (ore 21:00).

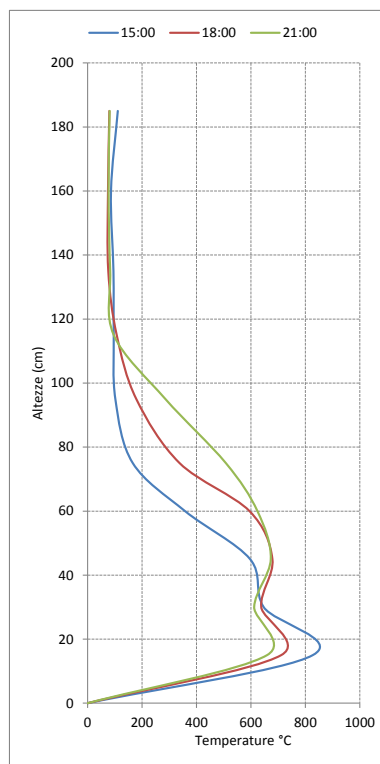


Figura 10. - profilo di temperatura

Nella Figura si riportano la composizione del syngas, in termini di percentuale volumetrica dei composti di CO, CO₂ e H₂, le cui analisi sono state effettuate dalle prese di campionamento DJ002 (uscita scrubber).

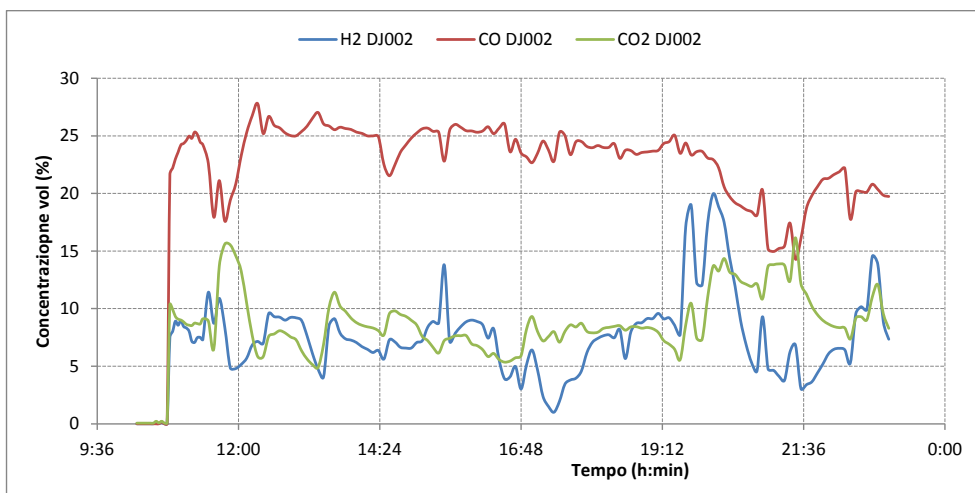


Figura 11. - composizione syngas

Da quando il sistema raggiunge il funzionamento a regime, la concentrazione media di H₂ risulta pari a circa il 7,8%, quella di CO pari a circa il 23% e quella di CO₂ pari a circa 9% per un rapporto CO/CO₂ pari a 2,57 kg_{CO}/kg_{CO2} ed un rapporto H₂/CO pari a 0,33 kg_{H2}/kg_{CO}. Durante la fase di funzionamento è stata registrata una concentrazione media di O₂ pari a 0,74 % in volume.

5.2.1 Conclusioni

Il principale obiettivo della prova è stato quello di valutare le prestazioni del gassificatore utilizzando una miscela di carbone composta da 44% in peso di carbone Sulcis e 56% in peso di pellet. Dall’analisi dei dati è emerso che:

- il syngas prodotto ha presentato le seguenti caratteristiche: concentrazione di idrogeno pari a circa il 7,8%, concentrazione di CO pari a circa il 23%, concentrazione di CO₂ pari a circa il 9%, un rapporto CO/CO₂ di circa 2,57 kg_{CO}/kg_{CO2} ed un rapporto H₂/CO pari a 0,33 kg_{H2}/kg_{CO};
- il consumo di carbone è stato di 10÷12 kg/h.

I dati rilevati confermano quelli della prova del 14.05.2014 eseguita con le stesse modalità.

5.3 Prova del 5.06.2014

Temperature nel gassificatore

In Figura si riportano i valori delle temperature più significative all’interno del gassificatore, registrati durante l’intera prova.

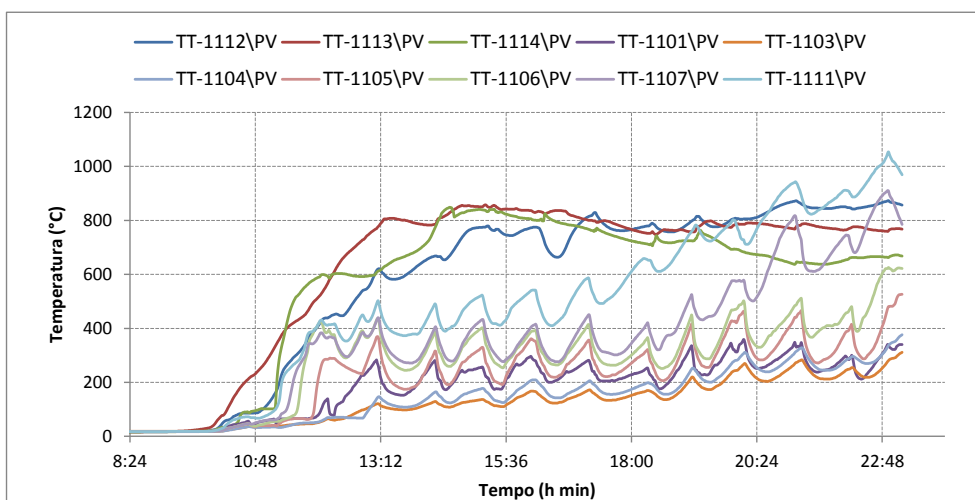


Figura 12. - andamento delle temperature all’interno del gassificatore in funzione del tempo

In Figura 13 si riporta invece il profilo di temperatura del gassificatore in tre momenti della prova:

- condizione di stabilità del gassificatore (ore 15:00);
- condizione intermedia della fase di funzionamento (ore 18:00);
- circa 120 minuti prima dello spegnimento finale (ore 21:00).

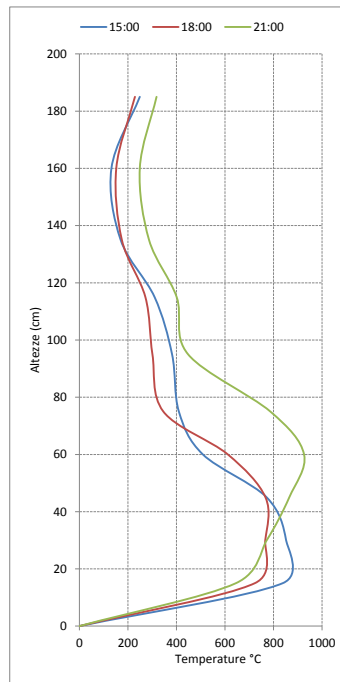


Figura 13. - profilo di temperatura

Nella Figura si riportano la composizione del syngas, in termini di percentuale volumetrica dei composti di CO, CO₂ e H₂, le cui analisi sono state effettuate dalle prese di campionamento DJ002 (uscita scrubber).

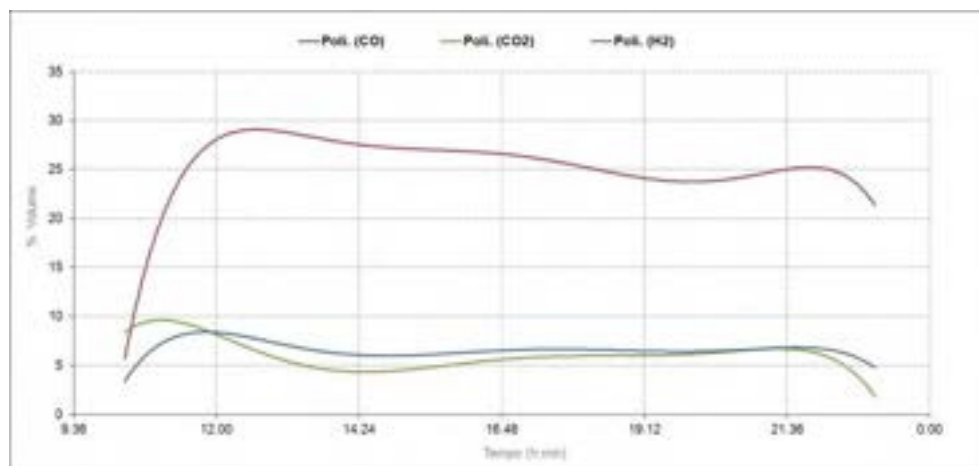


Figura 14. - composizione syngas

Da quando il sistema raggiunge il funzionamento a regime, la concentrazione media di H₂ risulta pari a circa il 7%, quella di CO pari a circa il 24% e quella di CO₂ pari a circa 6% per un rapporto CO/CO₂ pari a 4 kg_{CO}/kg_{CO2} ed un rapporto H₂/CO pari a 0,29 kg_{H2}/kg_{CO}. Durante la fase di funzionamento è stata registrata una concentrazione media di O₂ pari a circa 1% in volume.

5.3.1 Conclusioni

Il syngas prodotto ha presentato le seguenti caratteristiche: concentrazione di idrogeno pari a circa il 7%, concentrazione di CO pari a circa il 24%, concentrazione di CO₂ pari a circa il 6%, un rapporto CO/CO₂ di circa 4 kg_{CO}/kg_{CO2} ed un rapporto H₂/CO pari a 0,29 kg_{H2}/kg_{CO};

I dati rilevati confermano quelli delle prove del 14.05.2014 e 29.05.2014 eseguite con le stesse modalità.

6 Attività di modellistica dei sistemi CCS: sviluppo di un modello dettagliato dell'impianto di cattura post-combustione della CO₂ utilizzando Custom Modeller dell'Aspen

Maggiori dettagli del lavoro svolto dal Dipartimento di Ingegneria Chimica dell'Università di Cagliari (DIMCM), sono riportati nel documento stesso allegato al presente lavoro.

7 Analisi dell'integrazione di impianti a vapore USC dotati di tecnologie CCS e sistemi solari a concentrazione

Nel progetto di ricerca in oggetto è stato condotto un ampio e approfondito studio tecnico-economico sulla possibilità e convenienza dell'integrazione tra sistemi di rimozione, trasporto e stoccaggio della CO₂ (Carbon Capture and Storage, CCS) e impianti solari a concentrazione (Concentrating Solar Power, CSP). La tecnologia CCS studiata è basata su un sistema di rimozione della CO₂ con un processo di assorbimento chimico con una soluzione acquosa di MEA in integrazione con un impianto a vapore ultrasupercritico (USC) alimentato a carbone, mentre l'impianto CSP è basato su collettori lineari Fresnel (FLC) o su collettori parabolici lineari (PTC). L'integrazione comporta l'utilizzo dell'energia termica da solare a concentrazione per la produzione di vapore: a bassa pressione e temperatura da utilizzare per ridurre parzialmente o completamente il vapore da estrarre per la rigenerazione del solvente amminico oppure a medio-alta pressione e temperatura per l'alimentazione diretta del ciclo a vapore.

Lo studio delle soluzioni impiantistiche considerate si basa su complessi modelli di simulazione basati sui codici commerciali Aspen-Plus e Gate-Cycle, in parte già disponibili e opportunamente implementati e adeguati alle nuove esigenze, in parte appositamente sviluppati nel corso degli studi. Più specificamente la simulazione dei processi di trasformazione e di purificazione dei prodotti della combustione è stata effettuata per mezzo di modelli basati essenzialmente sulla piattaforma Aspen-Plus, mentre la piattaforma Gate-Cycle è stata utilizzata principalmente per la simulazione delle sezioni di potenza.

Il dimensionamento e la caratterizzazione delle prestazioni della sezione solare sono stati effettuati mediante codici di calcolo per la valutazione dell'efficienza dei sistemi di raccolta appositamente sviluppati presso il DIMCM basati su modelli fisico-matematici standardizzati. Per la valutazione della radiazione solare media oraria disponibile è stato invece utilizzato il software Meteonorm, di ampio impiego nel campo della valutazione delle prestazioni di impianti solari.

Nella prima fase della ricerca, si sono analizzate nel dettaglio le prestazioni dell'impianto USC, del sistema di abbattimento degli inquinanti gassosi e del sistema di rimozione della CO₂ a bassa temperatura. L'impianto USC di riferimento garantisce nella configurazione base prestazioni elevate in termini di rendimento (43,9%); esso, tuttavia, nella configurazione integrata con i sistemi di rimozione e compressione della CO₂ è caratterizzato da considerevoli penalizzazioni energetiche, ovviamente crescenti con l'aumentare del grado di rimozione della CO₂. In particolare nel caso di efficienza di rimozione del 70%, il rendimento dell'impianto USC si riduce al 36,0%, valore che scende al 33,5% per una efficienza di rimozione pari al 90%.

La seconda fase della ricerca ha riguardato lo studio degli impianti solari a concentrazione che vengono utilizzati per convertire l'energia solare in energia termica ad alta temperatura. L'energia termica così prodotta può essere utilizzata sia per usi industriali a media e alta temperatura sia per la produzione di energia meccanica (e quindi elettrica) mediante cicli termodinamici. In questa prima parte della ricerca, tra le diverse tecnologie di impianti solari a concentrazione sono stati analizzati quelli basati su collettori lineari Fresnel.

È stata effettuata un'analisi approfondita delle prestazioni del campo solare con riferimento alla zona climatica di Cagliari. Il campo solare è destinato alla produzione diretta di vapore e non è stato previsto alcun accumulo di energia termica. Sono state valutate tre differenti opzioni per il campo solare: produzione di vapore saturo in bassa pressione per la rigenerazione del solvente nella sezione CCS

(configurazione LP-SAT), produzione di vapore saturo in media pressione (IP-SAT) e produzione di vapore surriscaldato in media pressione (IP-SH). Per produrre una potenza termica utile pari a circa 200 MW nelle condizioni di riferimento risultano necessarie 50 linee di collettori operanti in parallelo, con una occupazione di spazio a terra dell'ordine di 730000 m². L'analisi effettuata mostra come il campo solare di riferimento sia in grado di operare per circa 3500 ore/anno, con una produzione di energia termica pari a circa 280 GWh (LP-SAT) e a circa 255 GWh (IP-SAT e IP-SH). A partire dal medesimo valore di energia solare incidente, le tre differenti configurazioni analizzate garantiscono valori differenti di energia termica da solare perché sono caratterizzate da differenti valori del rendimento di conversione dell'energia solare in energia termica (39,73% per la configurazione LP-SAT, 36,23% per la configurazione IP-SAT e 36,11% per la configurazione HP-SAT). Emerge anche come il campo solare operi con una produzione di vapore maggiore o uguale a quella di progetto solo per poche ore all'anno (circa 115 ore), mentre nella maggior parte dei casi opera in condizioni di minore portata.

Successivamente sono stati valutati gli effetti dell'integrazione tra il campo solare e l'impianto USC-CCS. Si è assunta come ipotesi di riferimento per la condizione di "on-design" dell'impianto USC quella in cui non è prevista alcuna integrazione con il campo solare. Infatti in tutte le ore notturne e nelle ore in cui la nuvolosità elevata non consente di ottenere un valore minimo della radiazione, l'energia solare non è disponibile in quantità sufficiente e idonea al funzionamento dei collettori. Pertanto nelle ore di funzionamento dell'impianto USC in integrazione con il solare, l'impianto USC opera in condizioni di "off-design" con conseguente decadimento delle prestazioni delle turbine.

L'analisi delle prestazioni del sistema integrato è stata effettuata per le tre differenti configurazioni (LP-SAT, IP-SAT, HP-SAT), e per valori di efficienza di rimozione della CO₂ del sistema CCS del 70% e del 90%. Si è calcolato l'incremento di produzione annua di energia dovuta al contributo del solare, valutando, in funzione delle dimensioni del campo solare, sia l'incremento di produzione elettrica dell'impianto USC e il conseguente incremento del rendimento globale, sia il rendimento di conversione dell'energia solare. Sono anche state eseguite valutazioni delle prestazioni su base mensile, per evidenziare il differente contributo fornito dalla sezione solare alla produzione di energia nei diversi periodi dell'anno.

L'integrazione con il campo solare di riferimento permette un incremento dell'energia elettrica prodotta dall'impianto USC pari, su base annua, a circa il 2% per la configurazione IP-SH, con un incremento di rendimento che può raggiungere al più 0,75 punti percentuali. Per la configurazione IP-SAT questi valori si riducono leggermente con un incremento della produzione elettrica dell'1,7% e del rendimento di 0,6 punti percentuali. Incrementi ben più modesti si ottengono con la configurazione LP-SAT (0,9% per l'energia elettrica e 0,3 pp per il rendimento). Incrementi più elevati si ottengono nei mesi estivi, caratterizzati da una maggiore radiazione incidente, nei quali per la configurazione IP-SH l'incremento percentuale di energia prodotta si avvicina anche al 4%, con rendimenti di conversione dell'energia solare in energia elettrica pari quasi al 18%, mentre la media annuale non supera il 13,6% per un campo solare integrato con un sistema CCS con efficienza di rimozione pari al 70%.

E' stata inoltre effettuata un'analisi preliminare dei costi con la valutazione del costo marginale di produzione dell'energia valutato in funzione del costo dei collettori Fresnel, il quale, trattandosi di una tecnologia non ancora consolidata a livello commerciale, è in continua evoluzione. I relativamente bassi costi dei collettori Fresnel conducono a costi marginali dell'energia elettrica prodotta da fonte solare abbastanza contenuti, eccetto che per la configurazione LP-SAT, sebbene con l'integrazione del campo solare il costo medio globale di produzione dell'energia tenda ad aumentare. Il costo marginale associato alla configurazione LP-SAT eccede sempre il valore del costo di produzione dell'energia sia per l'impianto USC che per l'impianto USC-CCS anche per i valori più bassi di costo del campo solare. Al contrario le più efficienti configurazioni IP-SAT e IP-SH sono in grado di operare con costi di produzione dell'energia elettrica competitivi nel caso di basso costo del campo solare. In particolare il costo marginale di produzione dell'energia della configurazione IP-SH è inferiore all'LCOE dell'impianto USC-CCS per costi del campo solare di circa 120-125 €/m². Infine anche nell'ipotesi speculativa di una forte riduzione del costo dei collettori nei prossimi anni fino a 100 €/m², la configurazione IP-SH presenta un costo marginale superiore (circa 1.5-2 c€/kWh) rispetto al costo di produzione dell'impianto USC di riferimento.

Infine è stato effettuato un confronto delle prestazioni dell'impianto integrato basato su collettori lineari Fresnel e su collettori parabolici lineari. Inoltre è stata effettuata un'analisi comparativa per valutare le prestazioni dell'impianto integrato (in termini di incremento della produzione annuale di energia e di efficienza globale) con riferimento a due differenti siti di installazione, caratterizzati da differenti valori della DNI. In particolare le prestazioni valutate nella prima parte dello studio per la città di Cagliari (1700 kWh/(m²-anno)) sono state confrontate con quelle di un sito della costa Nord Occidentale dell'Australia, caratterizzato da una elevata DNI (2800 kWh/(m²-anno)). Per un campo solare avente superficie dei collettori pari a 330000 m², il contributo dell'energia solare alla produzione annua di energia elettrica è piuttosto basso in Sardegna (1,41% per i collettori Fresnel e il 2,20% per i collettori parabolici), ma è circa il doppio in Australia (2,80% per i collettori Fresnel e 4,23% per i collettori parabolici). Il rendimento dell'impianto integrato aumenta rispetto all'impianto USC-CCS (33.5%) variando in un intervallo compreso tra il 34,0% e il 34,9%. Le migliori prestazioni sono ottenute dall'integrazione di un campo solare basato su collettori parabolici lineari PTC installati in Australia (il rendimento aumenta di più di 1,4 punti percentuali) e le prestazioni peggiori sono ottenute dall'integrazione di un campo solare basato su collettori lineari Fresnel LFC installati in Sardegna (0,5% di aumento del rendimento). Il rendimento medio di conversione dell'energia solare in energia elettrica è piuttosto basso per i collettori Fresnel, soprattutto in Sardegna (12,55%), mentre i valori più elevati si ottengono con collettori parabolici installati in Australia (20.41%). Maggiori dettagli del lavoro svolto dal Dipartimento di Ingegneria Chimica dell'Università di Cagliari (DIMCM), sono riportati nel documento stesso allegato al presente lavoro.

8 Conclusioni

9 Riferimenti bibliografici

1. A. Pettinau, F. Ferrara, C. Amorino, "An overview about current and future activities in a flexible gasification pilot plant". In: "Gasification: chemistry, processes and applications", Nova Science Publishers, New York, USA, 2011.
2. F. Ferrara, G. Calì, C. Frau, A. Pettinau, "Experimental and numerical assessment of the CO₂ absorption process in the Sotacarbo pilot platform", Proceedings of the 1st International Conference on Sustainable Fossil Fuels for Future Energy, Roma, Italy, July 6-10, 2009.
3. A. Pettinau, A. Orsini, G. Calì, F. Ferrara, "The Sotacarbo coal gasification experimental plant for a CO₂-free hydrogen production", International Journal of Hydrogen Energy, vol. 35 (2010), pp. 9836-9844.