



Ricerca di Sistema elettrico

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

Alberto Pettinau, Gabriele Calì, Fabrizio Tedde

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

Alberto Pettinau, Gabriele Calì, Fabrizio Tedde (Sotacarbo)

Settembre 2013

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico - ENEA

Piano Annuale di Realizzazione 2012

Area: Produzione di energia elettrica e protezione dell'ambiente

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

Obiettivo: Tecnologie per la cattura della CO₂ in pre-combustione

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.....	5
1 INTRODUZIONE.....	6
2 L'IMPIANTO PILOTA SOTACARBO	7
2.1 IL REATTORE DI GASSIFICAZIONE	7
2.2 IL SISTEMA DI LAVAGGIO DEL SYNGAS.....	8
2.3 LA LINEA DI PRODUZIONE DI ENERGIA ELETTRICA	9
2.4 LA LINEA "A CALDO" DI PRODUZIONE DI IDROGENO	10
2.4.1 <i>Sistema di desolfurazione a caldo</i>	10
2.4.2 <i>Sistema integrato di co-shift e rimozione della CO₂</i>	11
2.4.3 <i>Sezione di assorbimento dell'anidride carbonica</i>	12
2.4.4 <i>Sezione di purificazione dell'idrogeno</i>	13
2.5 SISTEMA DI REGOLAZIONE E CONTROLLO DELL'IMPIANTO	14
2.6 SISTEMA DI CAMPIONAMENTO E ANALISI	15
2.6.1 <i>Composizione del gas</i>	15
2.6.2 <i>Determinazione del profilo termico all'interno del gassificatore</i>	16
3 OBIETTIVI DELLA CAMPAGNA SPERIMENTALE.....	17
3.1 PROGRAMMAZIONE E OBIETTIVI DELLE SINGOLE PROVE	17
3.2 COMBUSTIBILI IMPIEGATI	17
3.3 STRUMENTI E METODI DI ANALISI	19
3.3.1 <i>Analisi immediata</i>	19
3.3.2 <i>Analisi elementare</i>	19
3.3.3 <i>Determinazione del potere calorifico</i>	19
3.4 DEFINIZIONE DEI PARAMETRI CARATTERISTICI DELLE PRESTAZIONI DEL PROCESSO	20
3.4.1 <i>Potenzialità</i>	20
3.4.2 <i>Resa del gassificatore</i>	20
3.4.3 <i>Rendimento di gas freddo</i>	20
3.4.4 <i>Rendimento di gas caldo</i>	21
4 PROCEDURE OPERATIVE DEL PROCESSO DI GASSIFICAZIONE	22
4.1 VERIFICHE E AVVIAMENTO DELLE APPARECCHIATURE AUSILIARIE.....	22
4.2 FASE DI START-UP.....	22
4.2.1 <i>Caricamento iniziale del reattore</i>	22
4.2.2 <i>Inertizzazione del sistema</i>	22
4.2.3 <i>Accensione del letto combustibile</i>	22
4.2.4 <i>Messa a regime del processo</i>	23
4.3 FASE OPERATIVA	23
4.4 FASE DI SHUT-DOWN.....	23
5 GASSIFICAZIONE DI MISCELE DI CARBONE RUSSO E SULCIS.....	25
5.1 POTENZIALITÀ DEL PROCESSO.....	26
5.2 PROFILI TERMICI.....	26
5.3 COMPOSIZIONE DEL SYNGAS	26
5.4 PRESTAZIONI GLOBALI DEL PROCESSO	27
6 CO-GASSIFICAZIONE DI CARBONE E BIOMASSE LOCALI	29
6.1 POTENZIALITÀ DEL PROCESSO.....	29
6.2 PROFILI TERMICI.....	30

6.3	COMPOSIZIONE DEL SYNGAS	30
6.4	PRESTAZIONI GLOBALI DEL PROCESSO	31
7	TEST DI LUNGA DURATA	33
7.1	POTENZIALITÀ DEL PROCESSO.....	33
7.2	ANDAMENTO DELLE TEMPERATURE	34
7.3	PORTATA E COMPOSIZIONE DEL SYNGAS.....	35
8	ANALISI COMPARATIVE DEI VARI COMBUSTIBILI	37
8.1	CRITERI DI OTTIMIZZAZIONE.....	37
8.2	PRESTAZIONI DELL'IMPIANTO.....	37
9	IMPIEGO DEL SYNGAS PER LA GENERAZIONE ELETTRICA.....	40
10	CONCLUSIONI.....	41
11	RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI.....	43

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 2012 e settembre 2013 al fine di ottimizzare il processo di gassificazione impiegato nella piattaforma stessa per l'utilizzo di differenti combustibili. 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 sia alle miscele di carbone russo e carbone Sulcis, sia alla co-gassificazione di carbone e biomasse. Relativamente alle prime, è stato ampiamente confermato che il carbone russo, di per se poco reattivo e non adatto, da solo, all'impiego in un gassificatore in letto fisso *up-draft*, ha fornito prestazioni nettamente migliori se miscelato con almeno il 20% di carbone Sulcis, notevolmente più reattivo. La gassificazione di miscele di carbone e biomasse ha dato inoltre risultati estremamente interessanti, se pur ancora parziali (il processo richiede una ulteriore ottimizzazione).

Nel corso della campagna sperimentale è stato effettuato un test di lunga durata (circa 36 ore) impiegante miscele di carbone e biomasse. Rispetto ai test analoghi effettuati nelle precedenti campagne ma impieganti esclusivamente carbone, è risultato che l'impiego delle biomasse nella miscela alimentata al gassificatore consente un migliore controllo delle temperature, che in passato è sempre risultato piuttosto complesso soprattutto nell'ultima parte dei test.

Il presente rapporto presenta inoltre un confronto tra le prestazioni di gassificazione riscontrate con vari combustibili testati in precedenti campagne sperimentali. Dall'analisi emerge come la lignite proveniente dall'Alaska (Usibelli Coal Mine) testata nel corso della precedente campagna sperimentale abbia ad oggi presentato le migliori prestazioni in termini di potenzialità del processo. Ciò principalmente grazie all'elevata reattività di tale combustibile.

A seguito dei risultati ottenuti, sono state infine evidenziate le principali linee guida per la pianificazione delle successive campagne sperimentali. Esse dovranno essere volte principalmente al miglioramento della stabilità del processo, all'integrazione della strumentazione e alla predisposizione di procedure standardizzate che rendano sempre più significativo il confronto tra i risultati ottenuti dalla gassificazione di differenti combustibili. Infine, alle sperimentazioni su scala pilota potranno essere affiancati test di caratterizzazione dei combustibili da effettuarsi in laboratorio al fine di individuare i parametri operativi ottimali.

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 2012 e luglio 2013 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, comparati con i principali dati sperimentali pregressi. In particolare:

- il secondo capitolo riporta una descrizione sintetica dell'impianto pilota Sotacarbo (con particolare riferimento alla sezione di gassificazione) e delle principali modifiche impiantistiche recentemente apportate;
- il terzo capitolo riporta sinteticamente gli obiettivi e l'organizzazione della campagna sperimentale in oggetto, le caratteristiche dei combustibili impiegati e la definizione dei principali parametri di valutazione del processo di gassificazione;
- il quarto capitolo descrive per grandi linee le procedure operative adottate nel corso dei test;
- i capitoli cinque e sei riportano l'analisi delle prestazioni generali del processo di gassificazione con due miscele di combustibile, composte nel primo caso da carbone russo e carbone Sulcis e nel secondo caso dallo stesso carbone Sulcis miscelato a cippato di legno di origine forestale regionale;
- il settimo capitolo riporta alcune considerazioni risultanti dall'esito di un test di gassificazione di lunga durata, effettuato con una miscela di carbone Sulcis e biomasse (cippato e pellet di legno);
- l'ottavo capitolo presenta un'analisi comparativa delle prestazioni del processo di gassificazione con i differenti combustibili (o miscele di combustibili) utilizzati nella campagna sperimentale oggetto del presente rapporto e nelle campagne precedenti;
- infine, il nono capitolo riporta alcune considerazioni e i principali risultati dei test di produzione di energia elettrica dal syngas nel motore a combustione interna.

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 2.1) 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 2.1. La 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 (argilla espansa, nelle ultime prove sostituita con della ghiaia di granulometria compresa tra 8 e 12 mm) 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 Il sistema di lavaggio del syngas

Il syngas grezzo è inviato a un sistema integrato (figura 2.2) che comprende tre componenti: uno *scrubber*, un primo stadio di desolforazione a freddo e un precipitatore elettrostatico.



Figura 2.2. Sistema di lavaggio del syngas.

All'interno dello scrubber il syngas viene sottoposto a un lavaggio con acqua che comporta anzitutto un raffreddamento fino a una temperatura di 50-80 °C e opera una prima rimozione di polveri, tar e delle eventuali tracce di HCl.

Il syngas uscente dallo scrubber è inviato a un primo stadio di desolforazione a freddo, avente lo scopo di ridurre il contenuto di gas acidi nel syngas (a tutela delle apparecchiature a valle, con particolare riferimento al precipitatore elettrostatico) soprattutto quando vengono utilizzate tipologie di carbone caratterizzate da un elevato tenore di zolfo. Una colonna a riempimento utilizzando una soluzione acquosa di soda come mezzo solvente opera infatti un primo abbattimento dei composti dello zolfo mediante chemi-assorbimento. Per garantire stabilità nelle condizioni operative, sulla corrente di lavaggio è

effettuato in continuo un controllo del pH con aggiunta di soluzione di soda per correggere l'acidità derivante dall'assorbimento di H_2S e HCl . Oltre alla desolforazione, in tale apparecchiatura viene completato il processo di raffreddamento e di umidificazione del syngas in modo da rendere più efficace l'azione del campo elettrico a valle.

A valle dell'assorbitore è presente un precipitatore elettrostatico (ESP, *electrostatic precipitator*) a umido che opera la rimozione delle polveri sottili e del tar residui che, così come il vapore condensato, vengono raccolti insieme alle acque di lavaggio del primo stadio di desolforazione in un collettore comune.

2.3 La linea di produzione di energia elettrica

La colonna di desolforazione a freddo (secondo stadio, figura 2.3), progettata per effettuare o completare l'abbattimento dei composti solforati, è dimensionata per trattare l'intera portata di syngas prodotto nel sistema di gassificazione.

L'assorbitore è costituito da una colonna a riempimento, nella quale il syngas entra in contatto in controcorrente con un liquido solvente, costituito, secondo le specifiche di progetto, da una miscela di soda ($NaOH$, al 40% in volume) e ipoclorito di sodio ($NaOCl$, al 13% in volume) in soluzione acquosa, che porta alla rimozione dell' H_2S tramite assorbimento chimico garantendo concentrazioni residue di composti dello zolfo dell'ordine di poche decine di ppm. La stabilità delle condizioni operative è assicurata mediante un monitoraggio in continuo di pH e pOH, effettuato sul ricircolo della soluzione utilizzata, che avviano il reintegro automatico delle sostanze attive nella soluzione circolante.



Figura 2.3. Colonna di desolforazione a freddo del syngas.

Tale colonna a riempimento è stata testata anche impiegando metildietanolamina (MDEA) come solvente per la rimozione dell' H_2S . Inoltre, grazie alla notevole flessibilità dell'impianto, è stato possibile impiegare tale sistema anche come separatore di anidride carbonica, impiegando monoetanolamina (MEA) come solvente e integrando il sistema con la colonna di rigenerazione descritta più nel dettaglio al paragrafo 2.4. All'uscita del secondo stadio di desolforazione a freddo il syngas, dopo aver attraversato un separatore a ciclone avente lo scopo di operare l'eliminazione di condense eventualmente formatesi, viene inviato a un

motore a combustione interna Tessari (figura 2.4) della potenza nominale di 24 kW elettrici. Il motore può essere alimentato, oltre che con il syngas prodotto dal processo di gassificazione e preventivamente depurato, anche con miscele dello stesso syngas con l'idrogeno prodotto nella linea di trattamento a caldo o proveniente da stoccaggio in bombole mediante una linea dedicata.



Figura 2.4. Motore a combustione interna.

Il motore a combustione interna è collegato a un elettrogeneratore e l'energia elettrica prodotta viene successivamente dissipata con un sistema di lampade a resistenza.

Al fine di consentire il funzionamento del motore per periodi di tempo significativi anche quando la produzione di syngas non è sufficiente (come accade con alcuni combustibili e sotto alcune particolari condizioni operative), è stato introdotto un polmone costituito da un serbatoio a due camere del volume complessivo di 11,3 m³ [3].

2.4 La linea "a caldo" di produzione di idrogeno

Una porzione del syngas prodotto (circa 20-25 Nm³/h) può essere inviato, mediante un compressore volumetrico a lobi, a uno scambiatore di calore a resistenza elettrica, che opera il riscaldamento fino a una temperatura compresa tra 300 e 550 °C (tipicamente 350-400 °C).

2.4.1 Sistema di desolfurazione a caldo

Successivamente, il syngas viene inviato a un sistema di desolfurazione costituito da un reattore catalitico che opera l'idrogenazione del COS (che reagisce con parte dell'idrogeno presente nel gas dando luogo alla formazione di H₂S) e due reattori a letto fisso in cui l'H₂S viene adsorbito chimicamente su sorbenti solidi a base di ossido di zinco (ZnO). I due reattori (figura 2.5) sono collegati in serie: uno opera l'assorbimento vero e proprio e l'altro opera come "guardia", in configurazione lead-leg [4].



Figura 2.5. Sistema di desolforazione a caldo del syngas.

Nel complesso, il sistema è stato dimensionato per garantire concentrazioni residue di composti solforati inferiori a 10 ppm in volume (tipicamente la concentrazione misurata di H₂S è inferiore a 1 ppm) per circa 80 ore di funzionamento con carbone Sulcis ad alto tenore di zolfo [4].

2.4.2 Sistema integrato di co-shift e rimozione della CO₂

Il syngas depurato dai composti ridotti dello zolfo mediante trattamento ad alta temperatura (circa 20-25 Nm³/h, con un contenuto di composti solforati, come detto, inferiore ai 10 ppm) è inviato a un sistema integrato di CO-shift e assorbimento dell'anidride carbonica.

Con riferimento alla figura 2.6, a valle del primo stadio di CO-shift, una parte del syngas (circa il 50%, nelle condizioni di progetto) viene refrigerato e inviato allo stadio intermedio di assorbimento della CO₂, al fine di ridurre la concentrazione di anidride carbonica in ingresso al secondo stadio di CO-shift, spostando l'equilibrio verso i prodotti della reazione. Il syngas proveniente dal secondo stadio di CO-shift viene invece inviato per intero al secondo stadio di assorbimento della CO₂ [5].

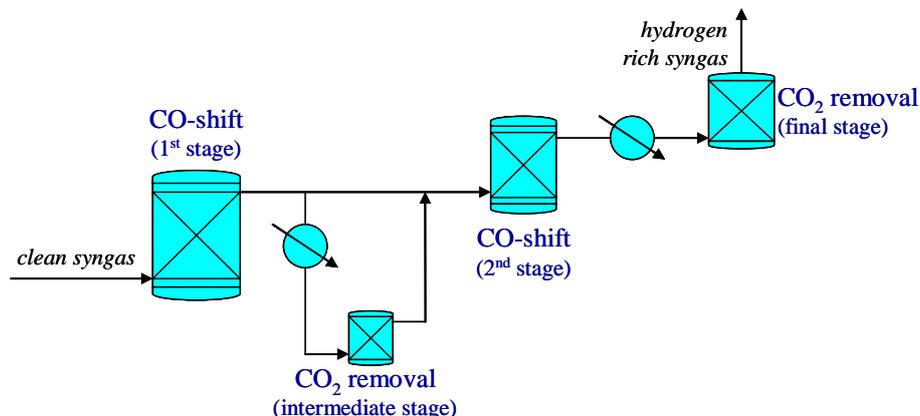


Figura 2.6. Schema di flusso del sistema integrato di CO-shift e assorbimento della CO₂.

Il processo di CO-shift avviene all'interno di due reattori catalitici a letto fisso (figura 2.7), utilizzando catalizzatori generalmente non piroforici (ma in alcuni test sono stati impiegati anche catalizzatori convenzionali) e operanti ad alta e bassa temperatura (tipicamente 350-400 e 250 °C, rispettivamente).



Figura 2.7. Reattori di CO-shift ad alta e bassa temperatura.

In generale il sistema a doppio stadio termico può consentire, con un rapporto molare vapore/CO (in ingresso a ciascuno stadio) pari a circa 2,5, una conversione quasi completa (pari a circa il 98,5%) del monossido di carbonio in idrogeno e CO₂.

2.4.3 Sezione di assorbimento dell'anidride carbonica

La separazione della CO₂ dal syngas è basata su un processo di assorbimento mediante una soluzione acquosa di ammine, in particolare monoetanolamina (MEA), che ha luogo alla temperatura di circa 30 °C in due identici reattori a gorgogliamento (figura 2.8) dotati di una membrana idrofoba polimerica.



Figura 2.8. Reattori di assorbimento dell'anidride carbonica.

Nello specifico, il gas viene immesso nel reattore attraverso 40 diffusori, mentre la soluzione solvente viene pompata nel reattore, nel quale entra in contatto con la fase gassosa, dando luogo al processo di assorbimento dell'anidride carbonica secondo i ben noti meccanismi di reazione [6-9].

Il gas che fuoriesce dal reattore attraversa una membrana idrofoba polimerica, che opera una separazione spinta del liquido dal gas, e viene inviato alle apparecchiature poste a valle [2].

La MEA esausta proveniente dagli assorbitori a bolle o, a seconda delle sperimentazioni, dalla colonna a riempimento (pensata come secondo stadio di desolforazione a freddo ma, come detto, impiegata talvolta come sistema di assorbimento della CO₂), può essere rigenerata in un'apposita colonna (figura 2.9).



Figura 2.9. Colonna di rigenerazione.

Essa è dotata di un *reboiler* elettrico operante a 120-150 °C e di un condensatore ed è stata dimensionata specificamente per la monoetanolamina. La colonna può operare sia in continuo (rigenerando il solvente man mano che questo viene impiegato per l'assorbimento della CO₂ dal syngas) sia in *batch, offline* [3].

2.4.4 Sezione di purificazione dell'idrogeno

Al fine di depurare l'idrogeno prodotto per poterlo utilizzare per l'arricchimento del syngas da inviare al motore o, in futuro, per alimentare sistemi avanzati di generazione elettrica, la linea è dotata di un processo PSA (*pressure swing adsorption*) che, mediante l'ausilio di sorbenti solidi a base di zeoliti, separa l'idrogeno stesso dall'azoto e dagli altri gas.

Il sistema comprende due reattori identici (figura 2.10), operanti alternativamente in assorbimento e rigenerazione. A differenza del resto della linea di trattamento del syngas, che opera a pressione pressoché atmosferica, il processo di purificazione dell'idrogeno opera alla pressione di circa 0,3-0,5 MPa (ottenuta con un'apposita soffiante).



Figura 2.10. Il sistema PSA per la purificazione dell'idrogeno.

Tipicamente tale sistema consente la purificazione dell'idrogeno fino a una purezza superiore al 97% in volume [4]. Tale valore, come precedentemente accennato, è pienamente compatibile con l'utilizzo dell'idrogeno prodotto per l'arricchimento del syngas da inviare al motore, pur essendo significativamente inferiore rispetto a quello di alcuni processi PSA commerciali, che possono consentire una purezza fino al 99.9999% [10].

2.5 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 2.11 mostra uno dei sinottici di controllo del processo di gassificazione.

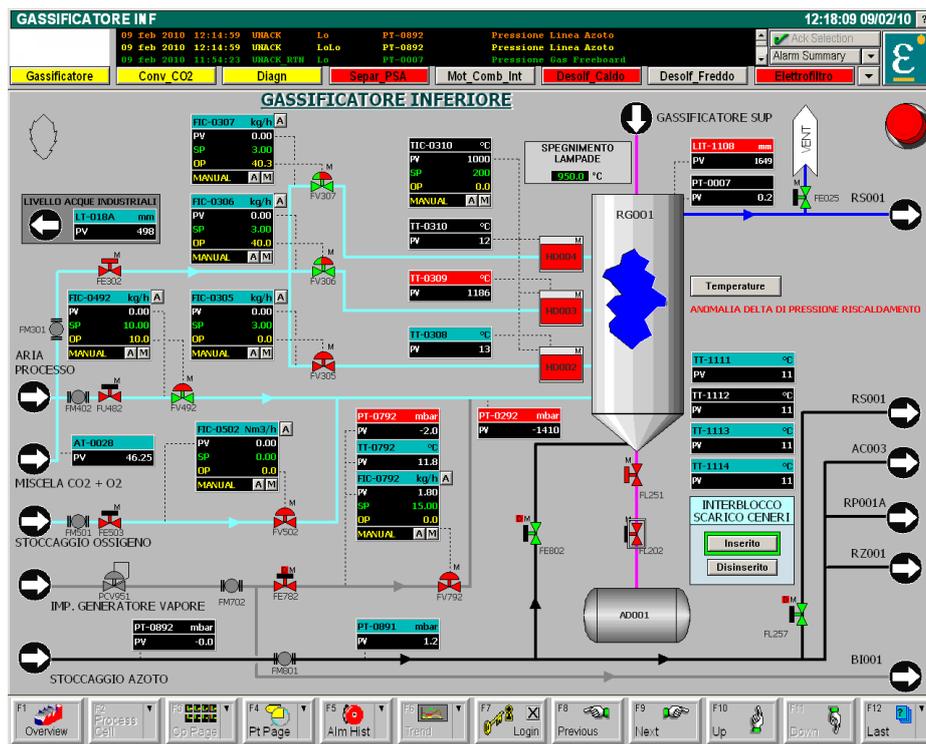


Figura 2.11. Uno dei sinottici del sistema di regolazione e controllo dell'impianto pilota.

2.6 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.

2.6.1 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 desolfurazione 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, 4].

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.

2.6.2 Determinazione del profilo termico all'interno del gassificatore

Come accennato, il profilo di temperatura all'interno del gassificatore è misurato mediante tre differenti sistemi di analisi:

- termocoppia multipla in corrispondenza dell'asse del gassificatore;
- termocoppie disposte sulle pareti del reattore;
- termocoppie disposte sulla griglia di sostegno del letto.

Il primo sistema è costituito da una termocoppia multipla dotata di undici sensori, disposti l'uno dall'altro a una distanza di 15 o 20 mm, a seconda della posizione all'interno del reattore [11, 12]. La termocoppia, disposta verticalmente in prossimità dell'asse del gassificatore, è capace di resistere a temperature fino ai 1250 °C.

Il secondo sistema, di recente introduzione, è costituito da una serie di 27 termocoppie disposte su 9 livelli sulla superficie esterna del gassificatore. Tale sistema consente di analizzare l'andamento, nel corso della prova, delle temperature superficiali del letto combustibile.

Infine, il terzo sistema è costituito da 7 termocoppie disposte in differenti punti della griglia di sostegno del letto combustibile.

3 Obiettivi della campagna sperimentale

Con riferimento al solo processo di gassificazione, l'obiettivo generale dell'intera campagna sperimentale è stato quello di perfezionare le modalità di gestione del processo con differenti combustibili e miscele di combustibili.

In particolare, nel corso della campagna è stato possibile testare il gassificatore con una miscela di soli combustibili locali: carbone Sulcis ad alto tenore di zolfo e cippato di legno (pino domestico, *pinus pinea*), fornito dall'Ente Foreste della Sardegna nell'ambito di uno specifico accordo. Infine è stato testato, per la prima volta, un carbone proveniente dal Venezuela, sia da solo che in miscela con XXXX (i risultati di tali test, del tutto preliminari, non sono significativi per un'analisi attendibile del processo).

3.1 Programmazione e obiettivi delle singole prove

Relativamente al solo processo di gassificazione, al fine di raggiungere gli obiettivi suddetti, è stata programmata una serie di 11 prove sperimentali (per un totale di oltre 200 ore di sperimentazione) nelle quali il processo di gassificazione è stato testato in differenti condizioni operative e con differenti combustibili. Fatta eccezione per alcuni test di sola gassificazione, in generale le prove sperimentali sono state programmate anche per analizzare le prestazioni delle altre apparecchiature dell'impianto pilota.

In particolare, la tabella 3.1 riporta una sintesi schematica delle prove sperimentali effettuate sul processo di gassificazione nell'ambito della campagna sperimentale oggetto del presente rapporto e i combustibili impiegati volta per volta. Per una caratterizzazione più dettagliata degli stessi si rimanda al successivo paragrafo 3.2. Si sottolinea che, in alcuni dei test riportati (prevalentemente nella prima parte della prova), le prestazioni vere e proprie del processo di gassificazione sono meno significative dal punto di vista dell'analisi e della comparazione dei dati, in quanto effettuate con condizioni operative stabilite ad hoc per il funzionamento dei processi a valle.

	<i>Data</i>	<i>Obiettivo principale della prova</i>	<i>Combustibile impiegato (% in volume)</i>
1	07/02/2013	Ottimizzazione gassificatore	80% carbone russo + 20% carbone Sulcis
2	14/02/2013	Ottimizzazione gassificatore e motore	80% carbone russo + 20% carbone Sulcis
3	07/03/2013	Verifica profili termici gassificatore	80% carbone russo + 20% carbone Sulcis
4	21/03/2013	Verifica profili termici gassificatore, motore	80% carbone russo + 20% carbone Sulcis
5	23/04/2013	Verifica profili termici gassificatore, motore	80% carbone russo + 20% carbone Sulcis
6	09/05/2013	Verifica profili termici gassificatore, motore	60% carbone russo + 40% pellet di legno
7	30/05/2013	Verifica profili termici con rimozione termocoppia	80% carbone russo + 20% carbone Sulcis
8	12-13/06/2013	Lunga durata, test preliminare stirrer e cippato	50% carbone Sulcis + 50% legno (pellet e cippato)
9	20/06/2013	Test preliminare cippato di legno	50% carbone Sulcis + 50% cippato di legno
10	11/07/2013	Test preliminare con carbone venezuelano	100% carbone venezuelano
11	12/09/2013	Test preliminare con carboni venezuel. E Sulcis	50% carbone venezuelano + 50% carbone Sulcis

Tabella 3.1. Sintesi dei test sperimentali effettuati nell'ambito del progetto.

3.2 Combustibili impiegati

Come risulta dalla tabella 3.1, i test sperimentali sulla piattaforma pilota sono stati eseguiti con differenti tipologie di carbone e di biomasse. 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 seguente tabella 3.2 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 di cui al paragrafo 3.3. Al fine, inoltre, di comparare le prestazioni dell'impianto con quanto riscontrato nelle precedenti campagne sperimentali, la stessa tabella riporta, oltre alle caratteristiche dei combustibili impiegati nella campagna sperimentale oggetto del presente documento, anche altri combustibili di particolare interesse testati precedentemente nella piattaforma pilota Sotacarbo.

In particolare, i combustibili impiegati sono principalmente i seguenti:

- carbone Sulcis – carbone sub-bituminoso proveniente dalla miniera di Monte Sinni, gestita dalla Carbosulcis S.p.A. e situata in Sardegna Sud-Occidentale a pochi chilometri dalla piattaforma Sotacarbo;
- carbone Usibelli – lignite estratta dalle miniere Usibelli presso Fairbanks, Alaska (Stati Uniti d'America), fornita dalla Usibelli Coal Mine Compay nel corso di una precedente collaborazione;
- carbone ungherese – lignite estratta nelle miniere a cielo aperto situate nei pressi di Miskolc, Ungheria, fornita dalla Ormoszén Kft. nel corso di una precedente collaborazione;
- carbone venezuelano – carbone sub-bituminoso proveniente dal Venezuela e acquistato sul mercato;
- carbone sudafricano – carbone bituminoso proveniente dal Sudafrica e acquistato sul mercato;
- carbone russo – carbone bituminoso proveniente dal Russia e acquistato sul mercato;
- cippato di legno – biomassa di origine forestale (pinus pinea, pino domestico) fornita dall'Ente Foreste della Sardegna nell'ambito di una precedente collaborazione;
- pellet di legno – materiale commerciale comunemente impiegato per l'alimentazione di stufe e utilizzato comunemente nella piattaforma Sotacarbo, tra l'altro, per le procedure di accensione del gassificatore.

Tipologia	sub-bit.	lignite	lignite	lignite	bitum.	bitum.	cippato	pellet
Nome	Sulcis	Usibelli	-	-	-	-	Pinus pinea	-
Provenienza	Sardegna	Alaska	Ungheria	Venezuela	Sudafrica	Russia	Sardegna	n.d.
<i>Densità in mucchio (kg/dm³)</i>								
Densità	0,8	0,8	0,9	0,8	0,8	0,8	0,2	0,6
<i>Analisi immediata (% in massa)</i>								
Carbonio fisso	40,65	31,33	17,54	55,29	72,58	80,19	18,30	17,70
Umidità	7,45	17,64	22,90	3,46	3,64	2,38	7,70	8,57
Volatili	40,45	41,00	24,85	34,11	8,81	4,81	73,63	73,32
Ceneri	11,45	10,02	34,71	7,14	14,97	12,62	0,37	0,42
<i>Analisi elementare (% in massa)</i>								
Carbonio totale	66,49	48,56	25,43	77,90	75,56	81,55	49,95	79,51
Idrogeno	6,18	5,96	3,63	5,10	3,86	1,64	6,14	11,18
Azoto	1,41	0,50	0,48	1,57	1,40	0,79	0,11	0,32
Zolfo	7,02	0,18	4,82	0,76	0,57	1,01	0,00	0,00
Ossigeno	n.d.	17,14	8,03	7,07	n.d.	n.d.	35,74	n.d.
Umidità	7,45	17,64	22,90	3,46	3,64	2,38	7,70	8,57
Ceneri	11,45	10,02	34,71	7,14	14,97	12,62	0,37	0,42
<i>Analisi calorimetrica (MJ/kg)</i>								
Pot. calor. Superiore	22,59	19,46	9,21	30,69	28,10	29,39	18,76	18,45
Pot. calor. inferiore	21,07	17,75	7,88	29,50	27,18	28,96	17,25	16,85

Tabella 3.2. Caratterizzazione dei combustibili impiegati.

3.3 Strumenti e metodi di analisi

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

3.3.1 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.

I risultati finali delle analisi immediate, riportati in tabella 3.2, sono la media di un'analisi termogravimetrica effettuata su diversi campioni di ciascun combustibile macinati in tempi diversi nel corso della campagna sperimentale.

3.3.2 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.

I risultati finali delle analisi, riportati in tabella 3.2, sono la media di un'analisi CHN/S effettuata su diversi campioni di carbone macinati in tempi diversi nel corso dell'intera campagna sperimentale.

3.3.3 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.

I risultati finali delle analisi, riportati in tabella 3.2, sono anche in questo caso la media di un'analisi calorimetrica effettuata su diversi campioni di combustibile macinati in tempi diversi nel corso dell'intera campagna sperimentale.

Il potere calorifico inferiore del combustibile impiegato è stato calcolato mediante il metodo empirico di Dulong (formula 3.2). In particolare, i poteri calorifici superiore e inferiore possono essere calcolati, rispettivamente, secondo le due seguenti formule (la prima espressa in forma semplificata):

$$H_s \left[\frac{kJ}{kg} \right] = 33950 \cdot X_C + 144200 \cdot \left(X_{H_2} - \frac{X_{O_2}}{8} \right) + 9400 \cdot X_S \quad (3.1)$$

$$H_i \left[\frac{kJ}{kg} \right] = H_s - 2400 \cdot (X_{H_2O} + 9 \cdot X_{H_2}) \quad (3.2)$$

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 3.2.

3.4 Definizione dei parametri caratteristici delle prestazioni del processo

Nel presente paragrafo sono definiti i parametri impiegati nel seguito per caratterizzare le prestazioni del processo di gassificazione nelle diverse condizioni operative.

3.4.1 Potenzialità

La potenzialità dell'impianto è stata espressa in termini di consumo orario di combustibile nelle fasi di funzionamento "a regime" del processo di gassificazione. La valutazione è stata fatta mediando, in un intervallo di tempo congruo, la quantità di combustibile introdotta nel reattore al fine di mantenere quanto più possibile costante il livello del letto. Per come è determinato, tale parametro è tanto più accurato quanto maggiore è la reattività del combustibile (o della miscela di combustibili) a cui è riferito. Infatti, a parità di ampiezza dell'intervallo temporale considerato per la valutazione delle prestazioni medie del processo, per combustibili più reattivi la potenzialità è calcolata sulla base di un maggiore numero di caricamenti ed è meno condizionata dalla quantità di materiale residuo scaricato dal fondo del reattore. È importante sottolineare che, in generale, la potenzialità del processo è fortemente dipendente dalla reattività e dalla composizione del combustibile impiegato e dalle condizioni operative dell'impianto (portate di agenti gassificanti, tempi di permanenza del combustibile nel letto, profili termici e così via).

3.4.2 Resa del gassificatore

La resa del gassificatore (*gasifier yield*) esprime la quantità specifica di syngas prodotto in rapporto alla portata massica del combustibile gassificato:

$$Y = \frac{\dot{v}_S}{\dot{m}_C} \quad (3.3)$$

dove con \dot{v}_S si indica la portata volumetrica del syngas (espressa in Nm³/h) e con \dot{m}_C la portata massica di carbone (in kg/h).

3.4.3 Rendimento di gas freddo

Il principale parametro comunemente utilizzato per una valutazione generale di un processo di gassificazione è il rendimento di gas freddo η_{GF} (*cold gas efficiency*), definito come il rapporto tra la potenza chimica (prodotto tra portata e potere calorifico) prodotta dal gassificatore sotto forma di syngas e quella introdotta nel gassificatore sotto forma di carbone:

$$\eta_{GF} = \frac{\dot{m}_S \cdot H_{iS}}{\dot{m}_C \cdot H_{iC}} \quad (3.4)$$

in cui \dot{m}_S ed \dot{m}_C sono rispettivamente le portate massiche di syngas e carbone (in kg/h), mentre H_{iS} e H_{iC} sono rispettivamente i poteri calorifici inferiori (in MJ/kg) degli stessi combustibili.

Tutti gli altri contributi energetici (quali, ad esempio, il contributo energetico associato all'immissione di vapore) non sono considerati da tale parametro, che è una conseguenza diretta del potere calorifico inferiore del carbone e della composizione del syngas prodotto.

3.4.4 Rendimento di gas caldo

Un ulteriore parametro frequentemente utilizzato per caratterizzare un processo di gassificazione è il cosiddetto rendimento di gas caldo (*hot gas efficiency*) che, rispetto al rendimento di gas freddo, tiene conto di tutti gli apporti e le produzioni energetiche del processo di gassificazione.

Tale rendimento è definito dalla relazione generale seguente:

$$\eta_{GC} = \frac{\dot{m}_S \cdot (H_{iS} + h_S) + \dot{m}_V \cdot (h_V - h_A)}{\dot{m}_C \cdot H_{iC} + Q_P + \frac{L_P}{\eta_e}} \quad (3.5)$$

Il primo termine a numeratore indica la somma dell'energia chimica e termica associata al syngas prodotto, tenente conto sia del contributo chimico, espresso in termini di potere calorifico inferiore, che dell'energia termica associata al gas (e ipoteticamente recuperabile da un suo raffreddamento fino a temperatura ambiente), moltiplicati per la portata massica. Il secondo termine a numeratore indica l'energia termica (espressa come prodotto tra portata massica e variazione di entalpia) associata all'eventuale produzione di vapore all'interno del processo, termine che dunque non sussiste nel caso del processo in questione [11].

I termini indicati a denominatore rappresentano invece i consumi di energia chimica, termica e meccanica, rispettivamente. In particolare, l'energia chimica associata al combustibile gassificato è pari al prodotto tra portata e potere calorifico inferiore. Il termine Q_p rappresenta l'apporto esterno di energia termica che, nella fattispecie, può essere assunto pari all'energia termica necessaria per la produzione del vapore di processo (vapore che, alla pressione di 0,14 MPa passa dalla fase liquida alla temperatura di 25 °C alla fase vapore alla temperatura di 110 °C, con una variazione di entalpia pari a 2585,35 kJ/kg). Infine, nel caso in esame, per via delle specifiche caratteristiche del gassificatore Sotacarbo, il termine relativo all'energia meccanica può essere completamente trascurato.

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 Gassificazione di miscele di carbone russo e Sulcis

Sei tra i primi sette test di gassificazione della campagna sperimentale oggetto del presente rapporto sono stati effettuati tra febbraio e maggio 2013 impiegando una miscela composta per l'80% da carbone russo e per il restante 20% da carbone Sulcis, così come risulta dalla tabella 3.1.

In particolare, il primo di tali combustibili si è dimostrato poco reattivo e caratterizzato da una percentuale di zolfo dell'1% circa, mentre il secondo, piuttosto reattivo, ha una percentuale di zolfo del 7% circa. La miscela considerata, le cui principali caratteristiche sono riportate in tabella 5.1, si è dimostrata particolarmente efficace per la produzione di syngas destinato alle sperimentazioni sui sistemi di trattamento del gas stesso o sul motore a combustione interna.

<i>Tipologia</i>	<i>bitum.</i>	<i>sub-bit.</i>	<i>Miscela</i>
<i>Nome</i>	-	<i>Sulcis</i>	-
<i>Provenienza</i>	<i>Russia</i>	<i>Sardegna</i>	-
<i>Percentuali nella miscela</i>			
<i>Percentuale in volume</i>	80%	20%	-
<i>Percentuale in peso</i>	80%	20%	-
<i>Densità in mucchio (kg/dm³)</i>			
<i>Densità</i>	0,8	0,8	0,8
<i>Analisi immediata (% in massa)</i>			
<i>Carbonio fisso</i>	80,19	40,65	72,28
<i>Umidità</i>	2,38	7,45	3,39
<i>Volatili</i>	4,81	40,45	11,94
<i>Ceneri</i>	12,62	11,45	12,39
<i>Analisi elementare (% in massa)</i>			
<i>Carbonio totale</i>	81,55	66,49	78,55
<i>Idrogeno</i>	1,64	6,18	2,55
<i>Azoto</i>	0,79	1,41	0,91
<i>Zolfo</i>	1,01	7,02	2,21
<i>Ossigeno</i>	n.d.	n.d.	n.d.
<i>Umidità</i>	2,38	7,45	3,39
<i>Ceneri</i>	12,62	11,45	12,39
<i>Analisi calorimetrica (MJ/kg)</i>			
<i>Potere calorifico superiore</i>	29,39	22,59	28,03
<i>Potere calorifico inferiore</i>	28,96	21,07	27,38

Tabella 5.1. Caratterizzazione della miscela di carbone russo (80%) e carbone Sulcis (20%).

Tra le sei prove effettuate con la miscela combustibile indicata in tabella 5.1, quella di gran lunga più rappresentativa risulta essere quella effettuata in data 23/04/2013. Nel corso di tale prova è stato infatti possibile mantenere per un lungo periodo le condizioni di regime, anche grazie alle procedure sperimentali adottate per le apparecchiature di trattamento del syngas. Tale test è stato considerato dunque come riferimento per le valutazioni seguenti relative alla miscela combustibile in esame

5.1 Potenzialità del processo

Nel corso della prova sperimentale in oggetto, sono stati gassificati mediamente 9-11 kg/h di miscela combustibile, caratterizzata da un potere calorifico inferiore pari a 27,38 MJ/kg. La potenza termica media in ingresso al gassificatore è stata pertanto pari a 70-75 kW. Tale potenzialità è data da una portata d'aria in ingresso pari mediamente a 29,4 kg/h e da una portata di vapore di processo pari a 5,8 kg/h.

5.2 Profili termici

La figura 5.1 riporta il profilo di temperatura all'interno del reattore di gassificazione misurato mediante la sonda interna di temperatura in tre differenti fasi del test sperimentale:

- fase iniziale (inizio dell'invio del vapore, ore 11:05);
- fase intermedia di funzionamento (ore 18:00);
- fase finale (circa 30 minuti prima dello spegnimento, ore 22:00).

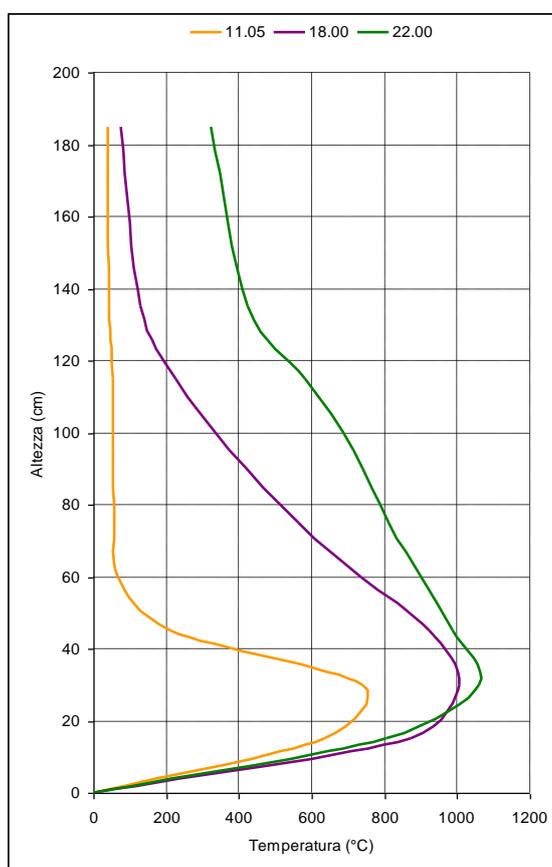


Figura 5.1. Profilo di temperatura all'interno del gassificatore.

5.3 Composizione del syngas

La figura 5.2 mostra l'andamento nel tempo delle concentrazioni, nel syngas grezzo, delle principali specie gassose: H₂, CO e CO₂.

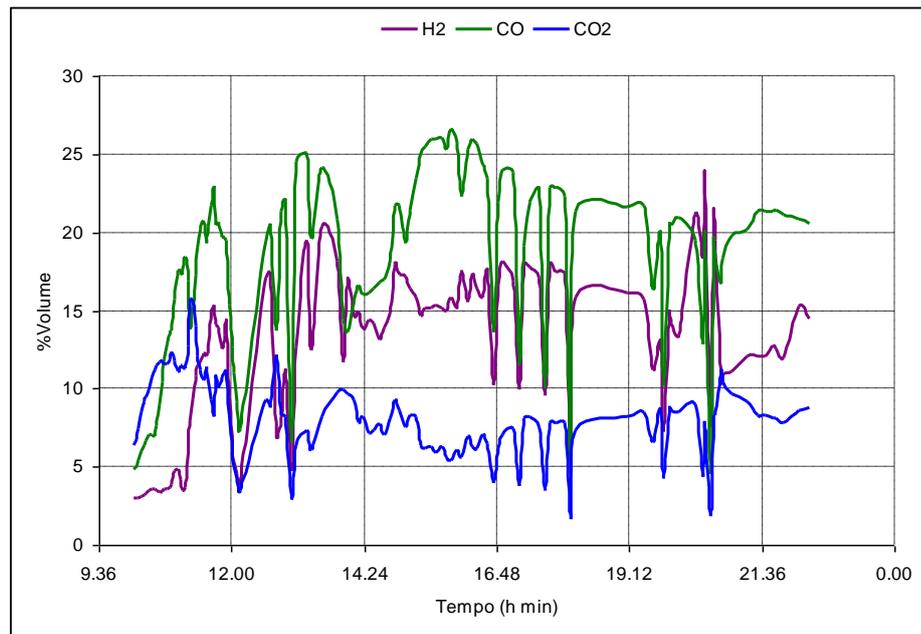


Figura 5.2. Andamento nel tempo della composizione del syngas grezzo.

Durante la fase significativa del processo, in condizioni di regime, la concentrazione media di H₂ risulta pari al 16,44% (in volume), quella di CO pari al 23,49% e quella di CO₂ pari al 7,04%. Relativamente ai composti dello zolfo, condizionati dalla presenza di carbone Sulcis, è stata riscontrata una concentrazione di H₂S dello 0,36% e una concentrazione di COS dello 0,05% (entrambe in volume).

A partire dalle ore 15 si riscontra una certa stabilità della composizione del syngas. Gli improvvisi crolli di concentrazione delle specie chimiche mostrate in figura 5.2 sono infatti dovuti a momentanee infiltrazioni d'aria nelle fasi di campionamento del gas cromatografo e di caricamento del carbone.

5.4 Prestazioni globali del processo

La tabella 5.2 mostra le prestazioni globali del processo di gassificazione della miscela di carbone russo (80%) e Sulcis (20%), valutate secondo i criteri descritti al paragrafo 3.3 del presente documento.

<i>Parametri di processo</i>	
Combustibile (kg/h)	9,5
Aria (kh/h)	29,40
Vapore (kg/h)	5,85
<i>Composiz. syngas (fraz. molari su base secca)</i>	
CO	0,2349
CO ₂	0,0704
H ₂	0,1644
N ₂	0,5115
CH ₄	0,0064
H ₂ S	0,0036
COS	0,0005
O ₂	0,0083
<i>Proprietà del syngas grezzo (su base secca)</i>	
Portata massica (kg/h)	38,12
Portata volumetrica (Nm ³ /h)	34,37
LHV (MJ/kg)	4,498
Cal. Specif. (MJ/kg K)	1,203
Pressione (MPa)	0,14
Temperatura (°C)	81
<i>Prestazioni globali del processo</i>	
Temperatura massima (°C)	944
Rendimento gas freddo	65,95%
Rendimento gas caldo	63,23%
Resa gassificatore	3,21

Tabella 5.2. Prestazioni di gassificazione.

6 Co-gassificazione di carbone e biomasse locali

Nel corso della campagna sperimentale oggetto del presente rapporto è stato effettuato, in data 20/06/2013, un test preliminare di co-gassificazione di carbone Sulcis e cippato di legno (*pinus pinea*, pino domestico) di origine forestale locale. Tale test è stato possibile a seguito di una verifica preliminare della funzionalità del sistema di caricamento dell'impianto, che nella precedente campagna sperimentale si è dimostrato non particolarmente adatto all'impiego del solo cippato di legno come combustibile.

La miscela, costituita per il 50% (in termini volumetrici) da carbone Sulcis e per il restante 50% da cippato di legno, risulta essere particolarmente interessante sia per l'elevata reattività di entrambi i costituenti della miscela, sia per l'origine dei combustibili stessi, entrambi provenienti dalla Sardegna Sud-Occidentale.

<i>Tipologia</i>	<i>sub-bit.</i>	<i>Cippato</i>	<i>Miscela</i>
<i>Nome</i>	<i>Sulcis</i>	<i>Pino dom.</i>	-
<i>Provenienza</i>	<i>Sardegna</i>	<i>Sardegna</i>	-
<i>Percentuali nella miscela</i>			
<i>Percentuale in volume</i>	<i>50%</i>	<i>50%</i>	-
<i>Percentuale in peso</i>	<i>80%</i>	<i>20%</i>	-
<i>Densità in mucchio (kg/dm³)</i>			
<i>Densità</i>	<i>0,8</i>	<i>0,2</i>	<i>0,7</i>
<i>Analisi immediata (% in massa)</i>			
<i>Carbonio fisso</i>	<i>40,65</i>	<i>18,30</i>	<i>36,18</i>
<i>Umidità</i>	<i>7,45</i>	<i>7,70</i>	<i>7,50</i>
<i>Volatili</i>	<i>40,45</i>	<i>73,63</i>	<i>47,09</i>
<i>Ceneri</i>	<i>11,45</i>	<i>0,37</i>	<i>9,23</i>
<i>Analisi elementare (% in massa)</i>			
<i>Carbonio totale</i>	<i>66,49</i>	<i>49,95</i>	<i>63,18</i>
<i>Idrogeno</i>	<i>6,18</i>	<i>6,14</i>	<i>6,17</i>
<i>Azoto</i>	<i>1,41</i>	<i>0,11</i>	<i>1,15</i>
<i>Zolfo</i>	<i>7,02</i>	<i>0,00</i>	<i>5,62</i>
<i>Ossigeno</i>	<i>n.d.</i>	<i>35,74</i>	<i>7,15</i>
<i>Umidità</i>	<i>7,45</i>	<i>7,70</i>	<i>7,50</i>
<i>Ceneri</i>	<i>11,45</i>	<i>0,37</i>	<i>9,23</i>
<i>Analisi calorimetrica (MJ/kg)</i>			
<i>Potere calorifico superiore</i>	<i>22,59</i>	<i>18,76</i>	<i>21,82</i>
<i>Potere calorifico inferiore</i>	<i>21,07</i>	<i>17,25</i>	<i>20,31</i>

Tabella 6.1. Caratterizzazione della miscela di carbone Sulcis (50%) e cippato di legno (50%).

6.1 Potenzialità del processo

Nel corso della prova sperimentale in oggetto, sono stati gassificati mediamente 17 kg/h di miscela combustibile (con picchi di 24-25 kg/h a seconda della portata d'aria inviata), caratterizzata da un potere calorifico inferiore pari a 21,82 MJ/kg. La potenza termica media in ingresso al gassificatore è stata pertanto pari a circa 100 kW. Tale potenzialità è data da una portata d'aria in ingresso pari mediamente a 33,0 kg/h e da una portata di vapore di processo pari a 3,0 kg/h. La figura 6.1 mostra l'andamento, nel tempo, delle portate di aria e vapore immesse nel reattore nel corso della prova.

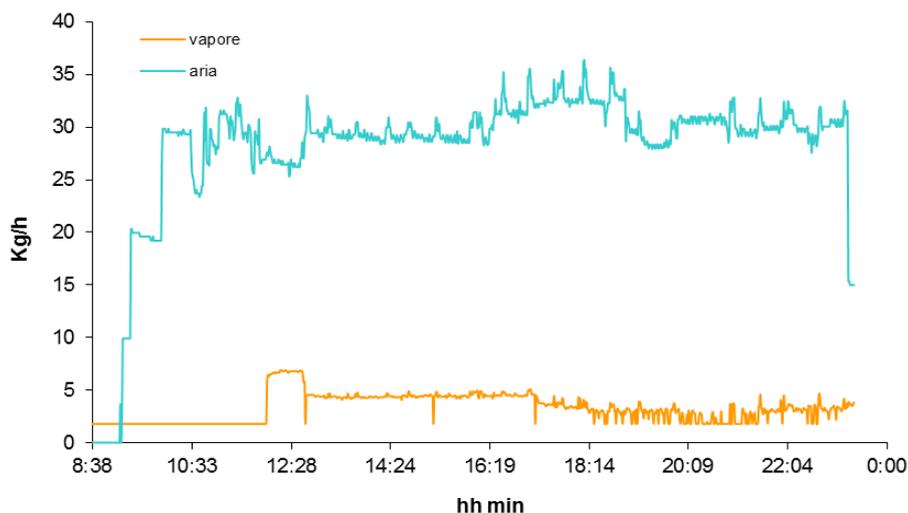


Figura 6.1. Portate degli agenti gassificanti (aria e vapore) nel corso della prova.

6.2 Profili termici

La figura 6.2 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:

- fase iniziale (inizio dell'invio del vapore, ore 12:45);
- fase intermedia di funzionamento (ore 18:37);
- fase finale (circa 60 minuti prima dello spegnimento, ore 21:01).

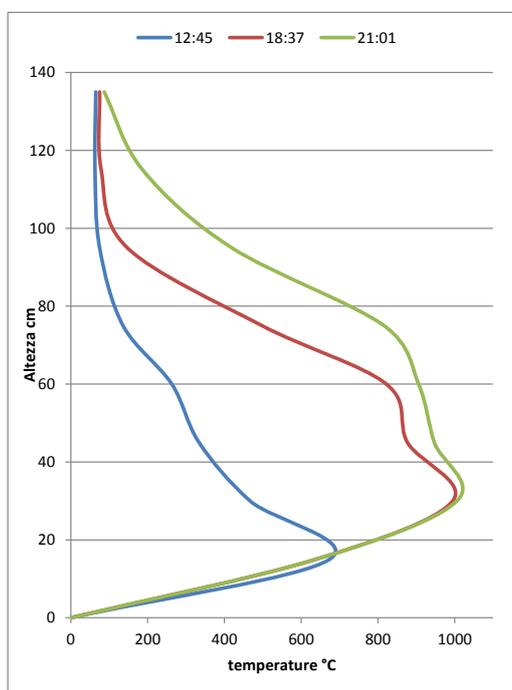


Figura 6.2. Profilo di temperatura all'interno del gassificatore.

6.3 Composizione del syngas

La figura 6.3 mostra l'andamento nel tempo delle concentrazioni, nel syngas grezzo, delle principali specie gassose: H₂, CO e CO₂.

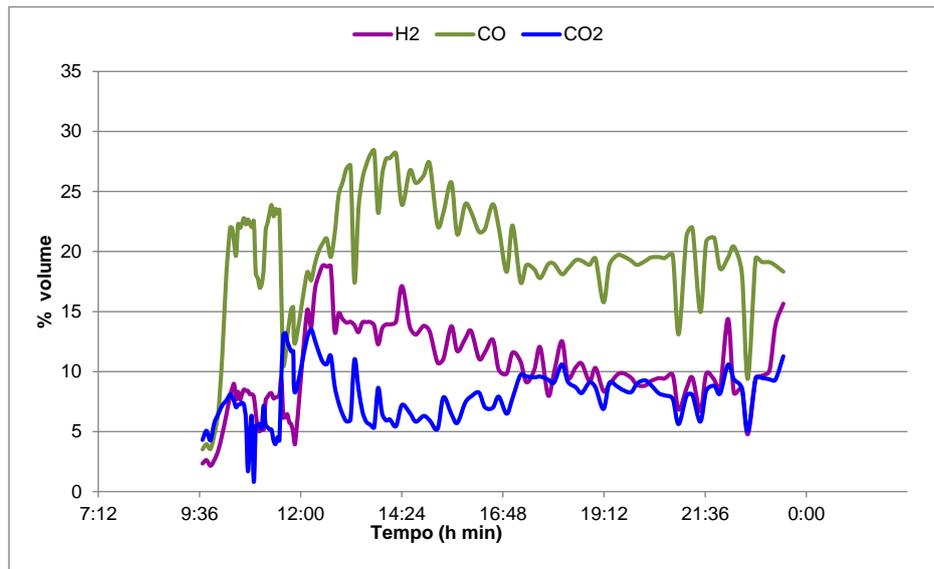


Figura 6.3. Andamento nel tempo della composizione del syngas grezzo.

Durante la fase significativa del processo, in condizioni di regime, la concentrazione media di H₂ risulta pari al 13,21% (in volume), quella di CO pari al 21,14% e quella di CO₂ pari all'8,72%. Relativamente ai composti dello zolfo, condizionati dalla elevata presenza di carbone Sulcis, è stata riscontrata una concentrazione di H₂S dell'1,46% e una concentrazione di COS dello 0,14% (entrambe in volume).

6.4 Prestazioni globali del processo

La tabella 6.2 mostra le prestazioni globali del processo di gassificazione della miscela di carbone Sulcis (50% in volume) e cippato di legno (50%), valutate secondo i criteri descritti al paragrafo 3.3 del presente documento.

<i>Parametri di processo</i>	
Combustibile (kg/h)	17,0
Aria (kh/h)	33,04
Vapore (kg/h)	2,98
<i>Composiz. syngas (fraz. molari su base secca)</i>	
CO	0,2114
CO ₂	0,0872
H ₂	0,1321
N ₂	0,5187
CH ₄	0,0283
H ₂ S	0,0146
COS	0,0014
O ₂	0,0061
<i>Proprietà del syngas grezzo (su base secca)</i>	
Portata massica (kg/h)	47,86
Portata volumetrica (Nm ³ /h)	41,59
LHV (MJ/kg)	4,53
Cal. Specif. (MJ/kg K)	1,17
Pressione (MPa)	0,14
Temperatura (°C)	76,4
<i>Prestazioni globali del processo</i>	
Temperatura massima (°C)	961,0
Rendimento gas freddo	62,80%
Rendimento gas caldo	62,25%
Resa gassificatore	2,45

Tabella 6.2. Prestazioni di gassificazione.

Dalla tabella risulta evidente il basso rendimento di gas freddo, dovuto al fatto che nel corso della prova, preliminare, non è stato possibile ottimizzare il processo per la miscela combustibile testata.

7 Test di lunga durata

In data 12-13 giugno 2013 è stato effettuato un test sperimentale della durata di 36 ore per verificare l'andamento nel tempo delle prestazioni dell'impianto (principalmente in termini di controllo delle temperature) e la funzionalità dell'agitatore meccanico introdotto nel reattore al fine di favorire le operazioni di scarico.

Per evitare l'aumento progressivo delle temperature registrato nel corso delle precedenti prove di lunga durata, è stata scelta una miscela combustibile costituita dal 50% (in termini volumetrici) di carbone Sulcis ad alta reattività e alto tenore di zolfo e per il restante 50% da legno (30% cippato di pino domestico e 20% pellet, aggiunto al fine di evitare problemi di caricamento). Le caratteristiche di tale miscela sono riportate in tabella 7.1.

Tipologia	sub-bit.	cippato	pellet	Miscela
Nome	Sulcis	Pinus pinea	-	-
Provenienza	Sardegna	Sardegna	n.d.	-
<i>Percentuali nella miscela</i>				
Percentuale in volume	50%	30%	20%	-
Percentuale in peso	69%	10%	21%	-
<i>Densità in mucchio (kg/dm³)</i>				
Densità	0,8	0,2	0,6	0,7
<i>Analisi immediata (% in massa)</i>				
Carbonio fisso	40,65	18,30	17,70	33,59
Umidità	7,45	7,70	8,57	7,71
Volatili	40,45	73,63	73,32	50,67
Ceneri	11,45	0,37	0,42	8,03
<i>Analisi elementare (% in massa)</i>				
Carbonio totale	66,49	49,95	79,51	67,57
Idrogeno	6,18	6,14	11,18	7,23
Azoto	1,41	0,11	0,32	1,05
Zolfo	7,02	0,00	0,00	4,84
Ossigeno	n.d.	35,74	n.d.	3,57
Umidità	7,45	7,70	8,57	7,71
Ceneri	11,45	0,37	0,42	8,03
<i>Analisi calorimetrica (MJ/kg)</i>				
Potere calorifico superiore	22,59	18,76	18,45	21,34
Potere calorifico inferiore	21,07	17,25	16,85	19,80

Tabella 7.1. Caratterizzazione della miscela di carbone Sulcis (50%), cippato di legno (30%) e pellet (20%).

7.1 Potenzialità del processo

Nel corso della prova sono stati caricati, a regime, circa 20 litri (10-12 kg) di combustibile ogni mezz'ora. In termini di consumo di combustibile, tale valore è equiparabile a quanto riscontrato, nelle precedenti campagne sperimentali, per la gassificazione della lignite proveniente dall'Alaska, come illustrato al capitolo 8 del presente rapporto. Ciò significa un che il reattore ha operato con una potenzialità pari a circa 75 kW termici (considerando un potere calorifico inferiore della miscela combustibile pari a 19,80 MJ/kg, dato dalla media pesata dei poteri calorifici dei singoli combustibili riportati in tabella 3.2).

7.2 Andamento delle temperature

Le figure 7.1 e 7.2 indicano l'andamento delle temperature nella parte inferiore del reattore di gassificazione durante la prima e la seconda giornata di prova, rispettivamente. In particolare, le tre temperature sono misurate a circa 150, 300 e 450 mm dalla griglia, rispettivamente.

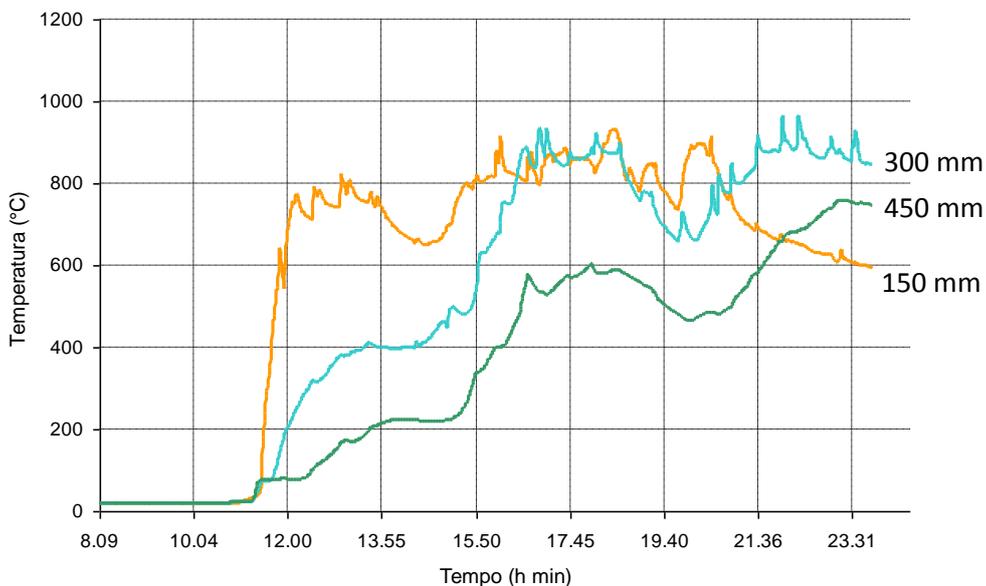


Figura 7.1. Andamento delle temperature all'interno del gassificatore (prima giornata).

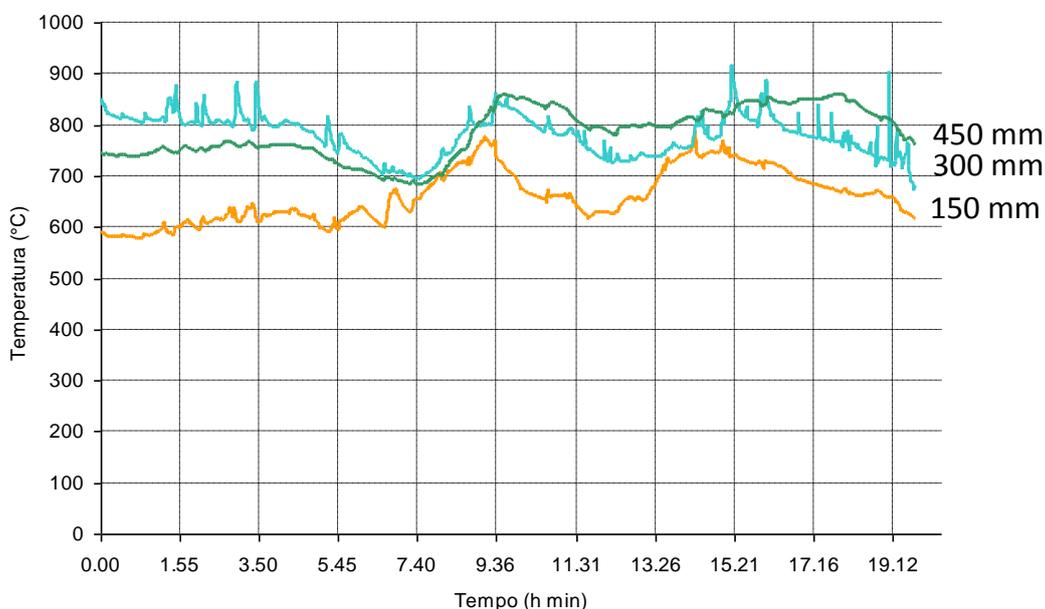


Figura 7.2. Andamento delle temperature all'interno del gassificatore (seconda giornata).

A differenza di quanto riscontrato nelle precedenti campagne sperimentali, con l'impiego della biomassa non è stato riscontrato, nel corso dell'ultima fase di prova, il progressivo aumento di temperatura nella parte bassa del reattore. Tale risultato è dovuto sia alla maggiore frequenza degli scarichi (ogni 30 minuti circa), sia alla maggiore uniformità del letto.

Tale aumento è tuttavia evidente nella parte superiore del reattore, come appare dai profili termici illustrati in figura 7.3. In particolare, i profili corrispondono a tre differenti fasi del test sperimentale:

- fase iniziale della prova (ore 14:00 del primo giorno, 6 ore dopo l'accensione);
- fase intermedia della prova (ore 00:30 del secondo giorno, oltre 16 ore dopo l'accensione);
- ultima fase della prova, poco prima dello spegnimento finale (ore 18:06 del secondo giorno, 34 ore dopo l'accensione).

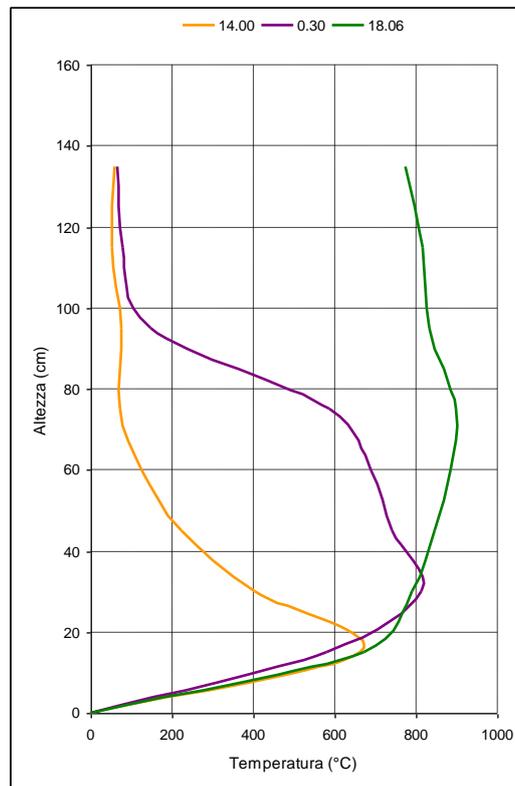


Figura 7.3. Profili termici di gassificazione.

Dal profilo termico appare evidente come, per effetto delle condizioni operative adottate, mentre nella prima fase della prova si nota un profilo termico convenzionale con il picco in corrispondenza delle zone di combustione e gassificazione, nelle fasi successive la zona “calda” del letto tende a estendersi verso l’alto, coinvolgendo progressivamente una porzione sempre maggiore del letto combustibile. Addirittura, nella fase finale del test, la quasi totalità del letto si è trovata a temperature dell’ordine di 800 °C.

Tale degenerazione del profilo termico si è verificata anche in altri test di gassificazione. Il fenomeno è principalmente dovuto al riscaldamento progressivo del refrattario e all’impossibilità di asportare calore come accade in un gassificatore dotato di camicia di raffreddamento. Tale degenerazione è comunque notevolmente inferiore rispetto ai precedenti test dello stesso tipo, grazie alla tipologia di combustibile e agli scarichi molto più frequenti.

7.3 Portata e composizione del syngas

Non essendo temporaneamente disponibile il misuratore di portata del syngas disposto immediatamente all’uscita dal gassificatore, la misura della portata è stata effettuata all’uscita del primo stadio di desolfurazione a freddo. Le figure 7.4 e 7.5 riportano i valori misurati di portata nel corso della prima e della seconda giornata di prova, rispettivamente.

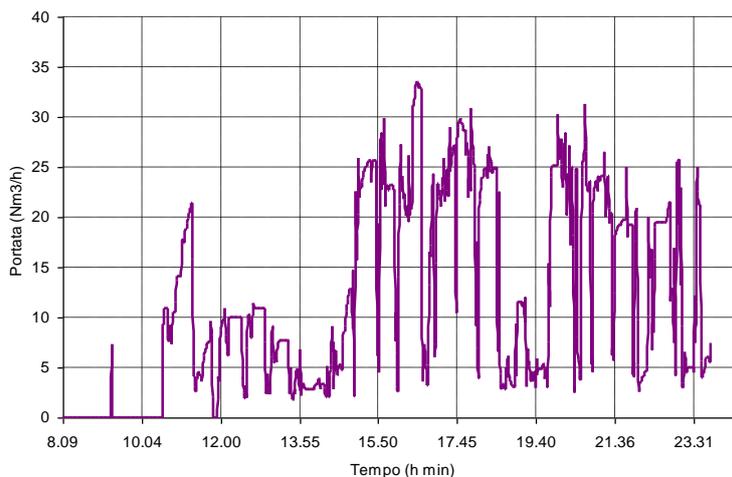


Figura 7.4. Andamento della portata di syngas (prima giornata).

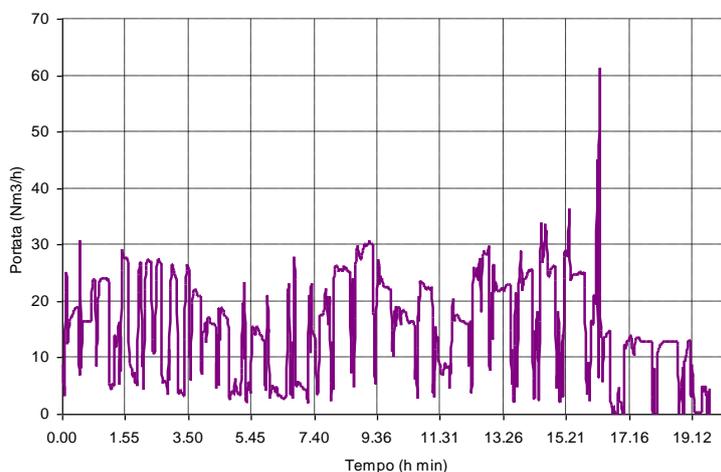


Figura 7.5. Andamento della portata di syngas (seconda giornata).

Relativamente alla composizione del syngas, da quando il sistema raggiunge la condizione di funzionamento a regime la concentrazione media di H₂ (in termini volumetrici) risulta pari a circa l'8-12%, quella di CO pari a circa il 17-18% e quella di CO₂ pari a circa l'8-9%. Tale composizione non appare particolarmente significativa per via della mancata ottimizzazione delle condizioni operative del processo.

8 Analisi comparative dei vari combustibili

Come più volte indicato, nel corso della campagna sperimentale oggetto del presente rapporto è stato possibile testare combustibili e miscele di combustibili differenti da quelle precedentemente testate.

Il presente capitolo riporta un confronto tra i diversi combustibili e le diverse miscele di combustibili testati finora nella piattaforma Sotacarbo.

8.1 Criteri di ottimizzazione

Il confronto tra le varie tipologie di alimentazione del gassificatore è effettuato a seguito di una ottimizzazione del processo (in alcuni casi di tipo puramente preliminare). In particolare, tale ottimizzazione consiste nel regolare i principali parametri operativi dell'impianto (soprattutto le portate di aria e vapore e, indirettamente, la temperatura operativa nella zona inferiore del reattore nella quale hanno luogo le reazioni di gassificazione e combustione) al fine di massimizzare da un lato la potenzialità dell'impianto e il rendimento di gas freddo del processo e, dall'altro, di ottenere condizioni operative quanto più possibile stabili.

In generale, salvo alcune eccezioni, le condizioni ideali di gassificazione si hanno con temperature operative nelle zone di gassificazione e combustione dell'ordine di 900-1000 °C. Inoltre, per combustibili a elevato contenuto di umidità (si può citare, ad esempio, la lignite ungherese testata preliminarmente tra febbraio e marzo 2013 nell'ambito di uno specifico progetto di ricerca) non è necessaria l'immissione di vapore, se non al solo fine di regolare la temperatura operativa.

Ovviamente la comparazione comprende esclusivamente i risultati di test effettuati in condizioni impiantistiche analoghe (ovvero, principalmente, a seguito dell'installazione della nuova griglia e dell'introduzione del riscaldatore degli agenti gassificanti effettuate tra il 2010 e il 2011).

8.2 Prestazioni dell'impianto

La tabella 8.1 riporta, in sintesi, le prestazioni ottimali di gassificazione per le principali miscele di combustibile impiegate nel corso delle varie campagne sperimentali presso la piattaforma Sotacarbo.

	80% Carbone sudafricano	80% sudafr. + 20% Sulcis	Lignite Usibelli	Lignite ungherese	80% russo + 20% Sulcis	50% Sulcis + 50% cippato	Cippato di legno (pino)
Fonte	[3, 13]	[3, 13]	[3, 13]	[14]	AdP 2012	AdP 2012	[3, 13]
<i>Parametri di processo</i>							
Combustibile (kg/h)	8,00	10,50	24,00	11,00	9,5	17,00	12,00
Aria (kh/h)	36,80	41,20	57,60	20,00	29,40	33,04	11,30
Vapore (kg/h)	3,70	7,80	3,70	2,00	5,85	2,98	0,00
<i>Composizione del syngas (frazioni molari su base secca)</i>							
CO	0,1807	0,1772	0,2368	0,1943	0,2349	0,2114	0,2207
CO ₂	0,0947	0,0969	0,0771	0,0864	0,0704	0,0872	0,0797
H ₂	0,1889	0,2149	0,1779	0,1042	0,1644	0,1321	0,3342
N ₂	0,5128	0,4780	0,4729	0,5806	0,5115	0,5187	0,3418
CH ₄	0,0151	0,0151	0,0173	0,0162	0,0064	0,0283	0,0119
H ₂ S	0,0003	0,0006	0,0002	0,0011	0,0036	0,0146	0,0000
COS	0,0001	0,0001	0,0001	0,0000	0,0005	0,0014	0,0000
O ₂	0,0074	0,0172	0,0176	0,0099	0,0083	0,0061	0,0117
<i>Proprietà del syngas grezzo (su base secca)</i>							
Portata mass. (kg/h)	46,83	54,84	79,67	24,19	38,12	47,86	23,31
Portata vol. (Nm ³ /h)	42,90	51,49	72,90	20,34	34,37	41,59	25,48
LHV (MJ/kg)	4,50	4,83	5,14	3,55	4,50	4,53	7,49
Cal. Specif. (MJ/kg K)	1,23	1,27	1,23	1,12	1,203	1,17	1,47
Pressione (MPa)	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14
Temperatura (°C)	n.d.	n.d.	n.d.	150	81	76,4	n.d.
<i>Prestazioni globali del processo di gassificazione</i>							
Temp. Massima (°C)	1034	1050	993	900	944	961,0	730
Rendim. gas freddo	96,93%	97,20%	96,13%	98,97%	65,95%	62,80%	84,33%
Rendim. gas caldo	n.d.	n.d.	n.d.	97,08%	63,23%	62,25%	n.d.
Resa gassificatore	5,36	4,90	3,04	1,85	3,21	2,45	2,12

Tabella 8.1. Prestazioni ottimali di gassificazione con diversi combustibili e miscele.

Dalla tabella risulta che finora le condizioni migliori di funzionamento, in termini di potenzialità del reattore, sono quelle ottenute nel corso della precedente campagna sperimentale con la lignite Usibelli dell'Alaska. Tali prestazioni sono state superate in alcune fasi operative del test effettuato con la miscela di carbone Sulcis e cippato di legno (entrambi al 50% in termini volumetrici). Tuttavia quest'ultimo test, essendo preliminare, non ha consentito una sufficiente ottimizzazione del processo, che ha presentato un rendimento di gas freddo piuttosto limitato. Tali prestazioni sono consentite dall'elevata reattività dei combustibili impiegati.

Per la produzione di syngas da impiegare per i test sperimentali sulle apparecchiature a valle del gassificatore e sul motore a combustione interna è risultato particolarmente conveniente impiegare miscele di carbone russo (all'80% in volume) additivato con carbone Sulcis (20%). Il primo, poco reattivo, garantisce stabilità al processo e alla produzione di syngas; il secondo, più reattivo, consente di incrementare la produzione dello stesso syngas e di aumentare in esso la concentrazione dei composti solforati come necessario per alcuni specifici test sui sistemi di desolforazione.

Infine, i test sperimentali effettuati sul solo cippato di legno nella precedente campagna sperimentale e sulla miscela di carbone Sulcis e cippato di legno nella campagna oggetto del presente rapporto sono entrambi da ritenersi preliminari. Ciò comporta la necessità, nel corso delle prossime campagne di prova, di effettuare ulteriori test per ottimizzare il processo e definire le potenziali prestazioni dello stesso.

9 Impiego del syngas per la generazione elettrica

Nel corso della campagna sperimentale oggetto del presente documento, oltre ai test di gassificazione sono stati effettuati, con il syngas prodotto, numerosi test di trattamento, finalizzati sia alla pulizia del gas (con la rimozione di polveri, tar e composti dello zolfo), sia alla produzione di energia elettrica mediante il motore a combustione interna.

Relativamente alla generazione elettrica, nel corso della campagna sperimentale sono state effettuate circa 20 ore di test sul motore a combustione interna, alimentato con syngas prodotto dalla gassificazione di differenti miscele combustibili (principalmente miscele di carbone russo e carbone Sulcis).

Tipicamente la potenza media erogata dal motore è stata dell'ordine dei 6 kW. Tale potenza è nettamente maggiore rispetto a quella ottenuta nelle precedenti campagne sperimentali; ciò è principalmente dovuto al miglioramento della gestione del gassificatore. Inoltre è stato aumentato in maniera significativa il tempo di funzionamento in continuo del motore (fino a 8 ore continuative di funzionamento). Tali miglioramenti sono dovuti principalmente a tre motivazioni:

- miglioramento della gestione del gassificatore con condizioni operative stabili mantenute per tempi sempre maggiori;
- miglioramento della gestione del motore con un'ottimizzazione del dosaggio di aria e combustibile;
- inserimento del serbatoio polmone da 11,5 m³, che consente di mantenere pressoché costante la pressione del syngas in ingresso al motore.

In futuro sarebbe interessante sperimentare le prestazioni del motore alimentato con syngas derivante dalla gassificazione di miscele di carbone Sulcis e biomasse. Infatti, dai test preliminari effettuati, risulta che il syngas così prodotto è particolarmente adatto all'impiego come combustibile nel motore, sia per l'elevata portata, sia per la stabilità della composizione.

10 Conclusioni

La campagna sperimentale sul processo di gassificazione della piattaforma pilota Sotacarbo è stata programmata ed effettuata al fine di approfondire le conoscenze del processo e migliorare le prestazioni dell'impianto in condizioni operative generalmente differenti da quelle testate nelle precedenti campagne sperimentali.

Particolare attenzione è stata data sia alle miscele di carbone russo e carbone Sulcis, sia alla co-gassificazione di carbone e biomasse.

Relativamente alle miscele di carbone russo e carbone Sulcis, è stato ampiamente confermato quanto indicato in via preliminare dai risultati della precedente campagna sperimentale: Il carbone russo, di per se poco reattivo e non adatto, da solo, all'impiego in un gassificatore in letto fisso *up-draft*, ha fornito prestazioni nettamente migliori se miscelato con almeno il 20% di carbone Sulcis, notevolmente più reattivo. La gassificazione della suddetta miscela (supportata dall'immissione di 29-30 kg/h di aria e poco meno di 6 kg/h di vapore) consente di operare con una potenzialità del reattore pari a circa 9,5 kg/h di miscela combustibile (corrispondenti a circa 70 kW termici) e di produrre circa 38 kg/h di syngas, caratterizzato da un potere calorifico inferiore pari a 4,5 MJ/kg.

Nel corso della sperimentazione è stato inoltre possibile testare con successo una miscela di carbone e biomasse, entrambi locali. In particolare, miscelando carbone Sulcis con cippato di pino domestico di origine forestale (entrambi al 50%, in termini volumetrici) è stata riscontrata una potenzialità del reattore pari a 17 kg/h di miscela (corrispondenti a circa 96 kW termici) e di produrre circa 48 kg/h di syngas, caratterizzato da un potere calorifico inferiore pari a 4,5 MJ/kg. Ciò è stato possibile immettendo nel reattore 33 kg/h di aria e 3 kg/h di vapore (impiegato principalmente come agente moderatore della temperatura).

Nel corso della campagna sperimentale è stato effettuato un test di lunga durata (circa 36 ore) impiegante miscele di carbone e biomasse. Rispetto ai test analoghi effettuati nelle precedenti campagne ma impieganti esclusivamente carbone, è risultato che l'impiego delle biomasse nella miscela alimentata al gassificatore consente un migliore controllo delle temperature, che in passato è sempre risultato piuttosto complesso soprattutto nell'ultima parte dei test.

Infine, dal confronto tra i risultati dei test di gassificazione tra i vari combustibili, emerge come la lignite proveniente dall'Alaska (Usibelli Coal Mine) testata nel corso della precedente campagna sperimentale abbia ad oggi presentato le migliori prestazioni in termini di potenzialità del processo. Ciò principalmente grazie all'elevata reattività di tale combustibile.

Rispetto alle precedenti campagne sperimentali, la migliore gestione della fase di gassificazione ha portato a un notevole miglioramento della stabilità del processo.

Sulla base delle indicazioni e delle principali problematiche emerse nel corso della campagna sperimentale oggetto del presente rapporto è dunque possibile definire quelle che possono essere le principali linee di sviluppo della tecnologia. Esse riguardano principalmente i seguenti aspetti:

- ulteriore miglioramento della stabilità del processo di gassificazione, in particolare se alimentato con combustibili a bassa reattività;
- ulteriore messa a punto di alcuni strumenti di misura (principalmente i misuratori di portata degli agenti gassificanti e del syngas grezzo, caratterizzati da una bassa affidabilità);
- modifica del sistema di alimentazione del gassificatore e definizione delle procedure operative per la gassificazione di sole biomasse legnose;
- realizzazione di strumenti per movimentare e omogeneizzare il letto di gassificazione, al fine di eliminare eventuali zone morte e cammini preferenziali;
- ottimizzazione del processo di co-gassificazione di carbone e biomasse;
- ottimizzazione del processo di gassificazione del carbone venezuelano (testato solamente in via preliminare);
- ulteriore ottimizzazione dei processi (e, in particolare, scelta delle temperature operative ottimali) mediante un'analisi preliminare del processo di pirolisi da effettuarsi mediante analisi al termogravimetro dei combustibili e delle miscele da testare successivamente su scala pilota;

- analisi approfondite sulla fusibilità delle ceneri dei combustibili utilizzati (attualmente i laboratori Sotacarbo non sono attrezzati per tale tipologia di analisi);
- predisposizione di procedure standardizzate per l'effettuazione dei test sperimentali e per l'elaborazione dei dati, al fine di rendere sempre più significativo il confronto tra i risultati di differenti test sperimentali.

11 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. G. Calì, F. Ferrara, E. Loria, P. Miraglia, A. Pettinau, M. Porcu, "The Sotacarbo gasification pilot platform: plant overview and recent experimental results", Proceedings of the 6th International Conference on Clean Coal Technologies – CCT 2013, Thessaloniki, Greece, May 12-16, 2013.
4. 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.
5. C. Amorino, A. Pettinau, F. Larceri, "The Sotacarbo coal gasification pilot plant for hydrogen production and CO₂ removal", Proceedings of the 24th Annual International Pittsburgh Coal Conference, Johannesburg, South Africa, September 10-14, 2007.
6. H. Hikita, S. Asai, H. Ishikawa, M. Honda, "The kinetics of reactions of carbon dioxide with monoethanolamine, diethanolamine and triethanolamine by a rapid mixing method", Chemical Engineering Journal, vol. 13, 1977, pp. 7–12.
7. H. Dang, G. T. Rochelle, "CO₂ absorption rate and solubility in monoethanolamine/piperazine/water", Proceedings of the 1st National Conference on Carbon Sequestration, Washington, USA, May 14-17, 2001.
8. M. Edali, A. Aboudheir, R. Idem, "Kinetics of carbon dioxide absorption into mixed aqueous solutions of MDEA and MEA using laminar jet apparatus and numerically solved absorption-rate/kinetic model", Proceedings of the COMSOL Conference, Boston, USA, October 5, 2007.
9. I. Kim, E. T. Hessen, T. Haug-Warberg, H. F. Svendsen, "Enthalpies of absorption of CO₂ in aqueous alkanolamine solutions from e-NRTL Model", Energy Procedia, vol. 1, 2009, pp. 829–835.
10. P. Chiesa, S. Consonni, T. Kreutz, R. Williams, "Co-production of hydrogen, electricity and CO₂ from coal with commercially ready technology. Part A: Performance and emissions", International Journal of Hydrogen Energy, vol. 30, 2005, pp. 747-767.
11. A. Pettinau, C. Frau, F. Ferrara, "Performance assessment of a fixed-bed gasification pilot plant for combined power generation and hydrogen production", Fuel Processing Technology, vol. 92 (2011), pp. 1946-1953.
12. A. Pettinau, C. Frau, F. Ferrara, "Coal gasification experimental tests in a pilot up-draft fixed-bed gasifier". Atti del 65° Congresso Nazionale ATI, Domus de Maria, Italy, September 13-17, 2010.
13. F. Ferrara, A. Pettinau, S. Palmas, C. Amorino, M. Porcu, "Integration of coal and biomass gasification process with fuel cell systems for small scale industrial CHP applications", Proceedings of the Twenty-Ninth Annual International Pittsburgh Coal Conference, Pittsburgh, Pennsylvania (USA), October 15-18, 2012.
14. A. Pettinau, G. Calì, A. Orsini, "Characterization of Hungarian coal through gasification experimental tests in the Sotacarbo pilot platform", Sotacarbo final technical report, Carbonia, Italy, March 2013.

La Società Sotacarbo - Società Tecnologie Avanzate Carbone- S.p.A. è stata costituita il 2 aprile 1987, in attuazione dell'art. 5 della legge 351/85 "norme per la riattivazione del bacino carbonifero del Sulcis", con la finalità di sviluppare tecnologie innovative ed avanzate nell'utilizzazione del carbone attraverso la costituzione in Sardegna del Centro di Ricerche, la progettazione e la realizzazione di impianti dimostrativi sulla innovazione tecnologica nella utilizzazione del carbone, la realizzazione di impianti industriali per l'utilizzazione del carbone in alternativa alla combustione.

Le attività della Sotacarbo riguardano soprattutto:

- Sviluppare progetti di R&S e di ricerca applicata sulle nuove tecnologie di utilizzo del carbone, le così dette Clean Coal Technologies (CCTs)
- Operare come punto di riferimento a livello nazionale, per il coordinamento delle attività di R&S sul carbone a sostegno del sistema industriale italiano
- Promuovere e diffondere la conoscenza sulle CCTs, fornendo una corretta visione delle potenzialità del carbone nel panorama energetico italiano e non, con particolare riferimento alla sua compatibilità con l'ambiente
- Monitorare gli sviluppi tecnologici riguardanti l'utilizzo pulito del carbone
- Fornire attività di consulenza ad enti, istituzioni e privati nel campo delle CCTs. Partecipare a meeting internazionali e gestire rapporti con organizzazioni omologhe straniere per contribuire alla diffusione delle CCTs