



Ricerca di Sistema elettrico

Attività di modifica e sperimentazione sugli impianti di gassificazione

*G.Cali, S.Meloni P.Miraglia, D.Marotto, F.Tedde, P.Deiana,
M.Subrizi, C.Bassano*

SOTACARBO
SUSTAINABLE ENERGY
RESEARCH CENTRE



ATTIVITÀ DI MODIFICA E SPERIMENTAZIONE SUGLI IMPIANTI DI GASSIFICAZIONE

G.Cali, S.Meloni P.Miraglia, D.Marotto, F.Tedde, P.Deiana, M.Subrizi, C.Bassano

Settembre 2017

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico - ENEA
Piano Annuale di Realizzazione 2016

Progetto: *Tecnologie e metodologie low carbon e Edifici a energia quasi zero (nZEB) - CUP: I12F16000180001*

Obiettivo: Parte A – Tecnologie per l'impiantistica energetica 'low carbon'

Tema A: Impianti ad emissione negativa: Gassificazione e co-gassificazione di biomasse per lo sviluppo di piccoli sistemi energetici e trattamento del syngas

Sottotema: a.3 Gassificazione e co-gassificazione di biomasse per la produzione di syngas e suo utilizzo per la produzione di energia elettrica

Task 1: Ottimizzazione dell'impianto di gassificazione dimostrativo esistente; modifica e ampliamento del sistema di clean up per consentire l'invio di syngas ad un sistema di generazione elettrica

Responsabile del Progetto: dott.ssa Franca Rita Picchia ENEA

Il presente documento descrive le attività di ricerca svolte all'interno dell'Accordo di collaborazione "*Tecnologie e metodologie low carbon e Edifici a energia quasi zero (nZEB)*"

Responsabile scientifico ENEA: ing. Paolo Deiana

Responsabile scientifico SOTACARBO: ing. Enrico Maggio

Un caloroso ringraziamento va a tutto il personale impegnato nello svolgimento dei test sperimentali, poiché senza di loro sarebbe stato impossibile realizzare il lavoro in oggetto; nello specifico si vuole ringraziare:

Il personale Sotacarbo: A.Argiolas, G.Cali, C.Manca, D.Marotto, S.Meloni, P.Miraglia, S.Muntoni, I.Puddu, F.Tedde, A.Vacca, C.Frau, E.Loria, A.Maiu, F.Poggi, A.Porcu, R.Cara, G.Cau, F.Dessi, A.Masili, M.Mureddu, A.Orsini.

Il personale ENEA: P.Deiana, M.Subrizi, C.Bassano.

Indice

1	L'IMPIANTO DIMOSTRATIVO SOTACARBO	6
1.1	IL REATTORE DI GASSIFICAZIONE	6
1.2	SCRUBBER E SISTEMI DI SCARICO E STOCCAGGIO REFLUI.....	10
1.3	SISTEMA DI REGOLAZIONE E CONTROLLO DELL'IMPIANTO.....	11
1.4	SISTEMA DI CAMPIONAMENTO E ANALISI.....	11
1.4.1	<i>Composizione del gas</i>	11
2	OBIETTIVI DELLA CAMPAGNA SPERIMENTALE.....	12
2.1	OBIETTIVI SPECIFICI DEI TEST SPERIMENTALI	12
2.2	COMBUSTIBILI IMPIEGATI	13
2.3	STRUMENTI E METODI DI ANALISI	14
2.3.1	<i>Analisi immediata</i>	14
2.3.2	<i>Analisi elementare</i>	14
2.3.3	<i>Determinazione del potere calorifico</i>	14
2.3.4	<i>Sistema di campionamento TAR</i>	15
3	PROCEDURE OPERATIVE DEL PROCESSO DI GASSIFICAZIONE.....	18
3.1	VERIFICHE E AVVIAMENTO DELLE APPARECCHIATURE AUSILIARIE	18
3.2	FASE DI START-UP	18
3.2.1	<i>Caricamento iniziale del reattore</i>	18
3.2.2	<i>Accensione del letto combustibile</i>	19
3.2.3	<i>Analisi Syngas</i>	19
3.3	FASE OPERATIVA.....	19
3.4	FASE DI SHUT-DOWN	20
4	MODIFICHE DI IMPIANTO ESEGUITE SULL'IMPIANTO DIMOSTRATIVO.....	21
4.1	MODIFICHE AL SISTEMA DI CARICAMENTO DEL COMBUSTIBILE.....	21
4.2	MODIFICHE SUL SISTEMA DI CLEAN-UP	22
5	TEST SPERIMENTALI DI GASSIFICAZIONE.....	26
5.1	ANALISI DATI SPERIMENTALI OTTENUTI DAI TEST DI GASSIFICAZIONE DEL 21-24/03/17	26
5.2	ANALISI DATI SPERIMENTALI OTTENUTI DAI TEST DI GASSIFICAZIONE DEL 19-21/04/2017	32
5.3	ANALISI DATI SPERIMENTALI OTTENUTI DAI TEST DI GASSIFICAZIONE DEL 30/05 - 01/06/2017	41
5.4	ANALISI DATI SPERIMENTALI OTTENUTI DAI TEST DI GASSIFICAZIONE DEL 25-28/07/2017	46
5.5	ANALISI DATI SPERIMENTALI OTTENUTI DAI TEST DI GASSIFICAZIONE DEL 12-15/09/2017	52
6	CONCLUSIONI.....	58
7	RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI	59

Sommario

Il presente documento riporta una sintesi dei principali risultati ottenuti nei test di gassificazione effettuati nel corso delle campagne sperimentali nel periodo Marzo-Settembre 2017, al fine di testare l'impianto dimostrativo Sotacarbo con un unico combustibile e diverse condizioni operative. Oltre a una descrizione sintetica dell'impianto dimostrativo e delle modifiche recentemente apportate, sono illustrate le prestazioni generali dell'impianto che denotano un progressivo miglioramento legato al miglioramento della gestione dei parametri operativi.

I test sperimentali effettuati sono stati cinque: il primo di 72 ore, il secondo e il terzo di 48 ore, il quarto e il quinto di 72 ore, esclusa la fase di spegnimento dell'impianto; questi hanno permesso il conseguimento dei seguenti risultati:

- Svolgimento di test sperimentali di lunga durata con miscele di carbone e biomasse per valutare l'efficienza dell'impianto ed ottimizzare la sua funzionalità in previsione di un suo sviluppo commerciale,
- Prosecuzione dell'attività avviata nelle precedenti annualità RdS riguardante la modifica del sistema di Clean-up ed il miglioramento delle sue prestazioni in termini di riduzione dei reflui prodotti,
- Studio e caratterizzazione dei reflui prodotti dall'Impianto Dimostrativo.

Introduzione

I test sperimentali di gassificazione effettuati nel periodo Marzo-Settembre 2017, hanno permesso di verificare il funzionamento e le prestazioni dell'impianto dimostrativo Sotacarbo e di studiare il processo di gassificazione con un mix di cippato di legna vergine (90%) e Carbone Colombiano (10%).

Il presente documento riporta una sintesi dei principali risultati ottenuti nei test sperimentali di gassificazione effettuati.

In particolare il documento è stato articolato come segue:

- Nel primo capitolo è riportata una descrizione sintetica dell'impianto dimostrativo;
- nel secondo capitolo sono riportati i principali obiettivi dei test di gassificazione, l'organizzazione della campagna sperimentale e le caratteristiche dei combustibili impiegati;
- nel terzo capitolo sono descritte le procedure operative adottate nel corso dei test;
- nel quarto capitolo sono riportate le principali modifiche all'impianto dimostrativo e la valutazione dei dati sperimentali ottenuti;
- nel quinto capitolo sono riportati i risultati dei test sperimentali e il confronto fra i dati ottenuti dai campionamenti del TAR e i bilanci di massa eseguiti per la sperimentazione;
- nel sesto capitolo sono riportate le conclusioni sulle attività svolte e gli sviluppi futuri per l'ottimizzazione dell'impianto dimostrativo.

1 L'impianto Dimostrativo Sotacarbo

L'impianto è costituito, in estrema sintesi, da:

- una sezione di gassificazione,
- un sistema di Clean-up (Scrubber) in equi-corrente,
- una torcia.

1.1 Il reattore di gassificazione

Il gassificatore dimostrativo della piattaforma Sotacarbo è costituito da un reattore a letto fisso up-draft, alimentato ad aria e progettato per operare a pressione pressoché atmosferica.

Il reattore, sviluppato per gassificare differenti tipologie di carbone e biomasse, è stato utilizzato per effettuare test di gassificazione di biomasse legnose e co-gassificazione di carbone e biomasse.

Il gassificatore ha un diametro interno di 1300 mm e un'altezza complessiva pari a 2800 mm; l'altezza massima del letto di combustibile può arrivare a circa 2400 mm. Il combustibile viene introdotto nel gassificatore attraverso una tramoggia posta sulla sua parte superiore, a cui segue un condotto con forma a Y integrato da tre ghiottine atte alla gestione della tempistica del caricamento.

Il combustibile viene caricato sulla tramoggia attraverso l'utilizzo di un sistema di caricamento automatico con trasportatore a catena "Redler" visibile in Figura 1. Il sistema è dotato di una tramoggia inferiore nella quale viene caricato il materiale (attraverso l'utilizzo di un muletto) e di una tramoggia superiore dotata di quattro celle di carico con fondoscala di 150 kg; la tramoggia superiore è quindi in grado di misurare carichi fino a 600 kg.



Figura 1. Sistema di caricamento automatico del combustibile "Redler"

Il gassificatore, visibile in Figura 2, al suo interno ha delle pareti in acciaio raffreddate tramite una camicia dove circola dell'acqua. Il sistema di raffreddamento del gassificatore è completato da un corpo cilindrico superiore e da un condensatore ad aria con flusso forzato. Il profilo termico all'interno del gassificatore è monitorato con l'ausilio di 36 termocoppie posizionate su sei livelli differenti delle pareti del reattore. Su ogni livello sono presenti sei termocoppie a 60° l'una dall'altra (vedi Tabella 1). Si riporta di seguito un'immagine del gassificatore e una tabella rappresentante la disposizione delle termocoppie rispetto all'altezza (espressa in mm) del gassificatore stesso.



Figura 2. Gassificatore impianto dimostrativo

Tabella 1. Posizionamento termocoppie

<i>Altezza</i>						
2700	TIT – 189P/PV	TIT – 183P/PV	TIT – 177P/PV	TIT – 171P/PV	TIT – 165P/PV	TIT – 159P/PV
1250	TIT – 188P/PV	TIT – 182P/PV	TIT – 176P/PV	TIT – 170P/PV	TIT – 164P/PV	TIT – 158P/PV
800	TIT – 187P/PV	TIT – 181P/PV	TIT – 175P/PV	TIT – 169P/PV	TIT – 163P/PV	TIT – 157P/PV
650	TIT – 186P/PV	TIT – 180P/PV	TIT – 174P/PV	TIT – 168P/PV	TIT – 162P/PV	TIT – 156P/PV
500	TIT – 185P/PV	TIT – 179P/PV	TIT – 173P/PV	TIT – 167P/PV	TIT – 161P/PV	TIT – 155P/PV
350	TIT – 184P/PV	TIT – 178P/PV	TIT – 172P/PV	TIT – 166P/PV	TIT – 160P/PV	TIT – 154P/PV
	Nord Est	Nord	Nord Ovest	Sud Ovest	Sud	Sud Est
Disposizione	300°	0°	60°	120°	180°	240°
ENEA	6	1	2	3	4	5
Sotacarbo	A	B	C	D	E	F

Il letto di combustibile poggia sopra una griglia metallica che consente lo scarico delle ceneri attraverso un sistema composto da più piani concentrici come mostrato nella Figura 3.



Figura 3. Parte esterna della griglia del gassificatore dimostrativo

La fase di accensione avviene tramite l'ausilio di sei irradiatorii ceramici da 800 W disposti in maniera circolare ad una altezza di 500 mm dal fondo del reattore, dove è stato posizionato lo strato di carbone vegetale. Si riporta di seguito la sezione del gassificatore dove viene indicato il posizionamento degli irradiatorii:

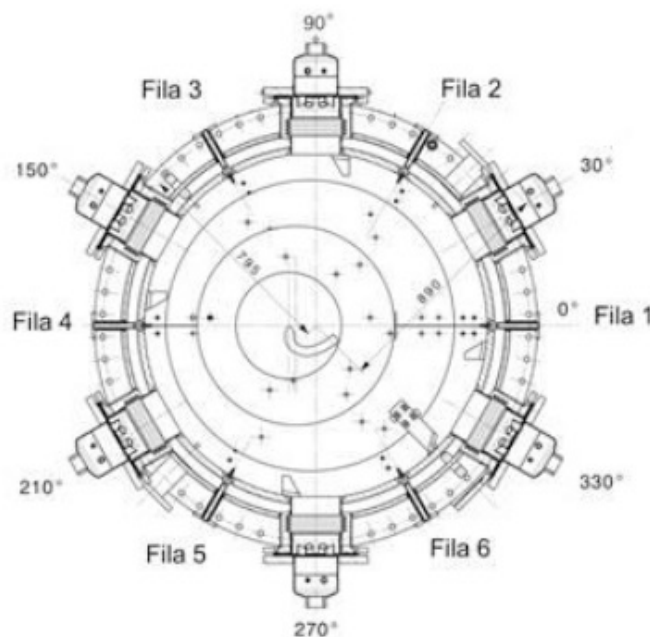


Figura 4. Sezione del gassificatore: posizione degli irradiatorii di accensione

Come si può notare dalla Figura 4 i sei irradiatorii ceramici ad infrarosso sono disposti a 60° l'uno dall'altro, hanno dimensioni 125mm X 125mm e sono dotati di termocoppia interna di tipo K (0-1000 °C). L'irradiatore è inserito in un involucro metallico (lampada), montato sul gassificatore.

Gli irradiatorii sono alimentati da tre SCR monofase della potenza di 2 kW con controllo dell'energia elettrica erogata da sistema di regolazione e controllo in relazione al set point di temperatura impostata; ciascun SCR comanda una coppia di lampade.

Il gassificatore, possiede un sistema di movimentazione del letto (Stirrer) inter-refrigerato, visibile in Figura 5. Esso è costituito principalmente da:

- un albero verticale cavo (per poter effettuare il raffreddamento con circolazione d'acqua);
- un'asta perpendicolare posta all'estremità inferiore dell'albero dotata di rostri per effettuare il mescolamento del letto;
- un pistone oleodinamico dotato di centralina che permette al pistone di traslare verticalmente;
- un motore di rotazione con una cella di carico per stimare la resistenza alla rotazione stessa.

Nella figura 2.5 è riportata un'immagine dello stirrer, nella stessa figura si notano i motori di rotazione e traslazione insieme al sistema che collega lo stirrer al pistone oleodinamico.



Figura 5. Stirrer

Il campo d'azione dello stirrer varia da quota 1400 mm fino a quota 2400 mm del reattore di gassificazione e la sua traslazione verticale è effettuata tramite un pistone oleodinamico comandato da una centralina di immissione dell'olio.

Il sistema di raffreddamento detto Steam Drum, visibile in Figura 6, ha la capacità di dissipare 500 kW termici (in condizioni di progetto) corrispondenti ad una portata massima di 800 kg/h di vapore con salto termico di circa 50 °C (da 100 °C a circa 50-70 °C).



Figura 6. Steam Drum

Il gassificatore è dotato dei seguenti sistemi ausiliari:

- sistema di produzione e adduzione aria processo;
- sistema di produzione e adduzione vapore;
- sistema di stoccaggio e adduzione azoto.

Gli agenti gassificanti necessari al funzionamento del gassificatore sono aria processo e vapore, generati rispettivamente da una soffiante con una portata massima di 1100 m³/h e da due caldaie in grado di produrre una portata pari a 250 kg/h ognuna, ad una pressione di 4 bar.

Considerato che la pressione massima di esercizio del gassificatore è pari a 0,5 barg (pressione relativa), lungo la linea vapore, a monte del gassificatore, è presente una valvola di laminazione che consente di ridurre la pressione fino al valore desiderato.

1.2 *Scrubber e sistemi di scarico e stoccaggio reflui*

Lo scrubber, visibile in Figura 7, ha lo scopo di effettuare un lavaggio del syngas tramite un flusso d'acqua equi corrente immesso mediante tre ugelli conici. Gli ugelli sono di tipo a cono pieno e sono stati posizionati su tre rampe sovrapposte. Lo scrubber svolge anche la funzione di guardia idraulica anti ritorno di fiamma. Il syngas in uscita attraversa un demister costituito da 8 dischi forati sovrapposti al fine di eliminare l'acqua eventualmente trascinata. Il TAR separato dal syngas confluisce nella parte conica inferiore dello scrubber; da dove viene rimosso mediante una pompa monovite. Il volume di acqua contenuto nello scrubber è di 6 m³; che unito a quello del contenitore di accumulo (successivamente descritto), consente di avere un discreto volano termico e di mantenere efficiente il potere lavante dell'acqua, evitando fenomeni repentini di saturazione sia in rapporto all'acidità cloridrica sia alla concentrazione salina. La vasca di accumulo ha un volume di 6 m³ ed è collegata allo scrubber mediante una tubazione; internamente è divisa da due setti che fungono da barriere per il trattenimento dell'eventuale frazione saturante o di quella sedimentabile. La vasca di accumulo ha nella parte bassa una valvola per lo scarico dei sedimenti, inoltre è dotata di una presa di reintegro dell'acqua evaporata durante il lavaggio del syngas e dell'acqua scaricata come refluo. L'acqua proveniente dalla vasca di accumulo viene rilanciata agli ugelli di lavaggio tramite delle pompe. A monte delle pompe si trova un sistema di filtri che ha il compito di proteggere le pompe stesse. Si riportano di seguito due immagini: una relativa allo scrubber e una relativa all'insieme della vasca di accumulo e del sistema di rilancio acqua.



Figura 7. Scrubber

1.3 Sistema di regolazione e controllo dell'impianto

L'impianto è dotato di una serie di strumenti che consentono di monitorare, in modo continuo, i principali parametri del processo: pressioni, portate e temperature degli agenti gassificanti e del syngas prodotto, nonché i profili termici all'interno del reattore. Tali valori vengono monitorati tramite un sistema di regolazione e controllo (SRC) che li acquisisce attraverso un segnale di tipo elettrico (4-20 mA) e li registra tenendoli in memoria. Sulla base di tali parametri l'operatore per via manuale o in automatico (tramite sequenze già impostate) è in grado di intervenire sull'impianto al fine di modificarli. In particolare, il sistema di regolazione e controllo permette di azionare e movimentare: valvole pneumatiche di regolazione e ON-OFF, pistoni pneumatici e oleodinamici, compressori, pompe, motori, inverter. Attraverso tali operazioni l'operatore può regolare e controllare tutti i parametri dell'impianto durante il suo funzionamento.

1.4 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 del processo: pressioni, portate e temperature degli agenti gassificanti e del syngas prodotto, nonché i profili termici all'interno del reattore.

1.4.1 Composizione del gas

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

- un gas cromatografo portatile (Agilent 3000);
- un sistema di analisi in tempo reale (Armadio ABB).

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.

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 Obiettivi della campagna sperimentale

La campagna sperimentale svoltasi nell'annualità 2016 sull'impianto dimostrativo Sotacarbo ha avuto come obiettivi:

- Il miglioramento delle procedure di funzionamento dell'impianto, in modo da massimizzare la produzione di Syngas ed aumentare il rendimento dell'impianto in regime stazionario;
- L'analisi quantitativa e qualitativa (effettuata con bilanci di massa, campionamenti e analisi di laboratorio) sui prodotti della gassificazione (Syngas, TAR e ceneri residue);
- La modifica del sistema di Clean-up al fine migliorare il processo di lavaggio in termini di riduzione della quantità di reflui prodotti effettuando un'analisi approfondita degli stessi;
- Il miglioramento del sistema di trattamento delle acque reflue, attraverso la caratterizzazione delle stesse e dei sottoprodotti derivati (Fanghi e acque trattate), che ha permesso una diminuzione dei costi di smaltimento.

2.1 Obiettivi specifici dei test sperimentali

Al fine di raggiungere gli obiettivi suddetti, sono stati programmati diversi test sperimentali di differente durata: 48 ore e 72 ore, (escluso lo spegnimento), secondo il seguente calendario:

- 21-24/03/2017, effettuato con mix C55;
- 19-21/04/2017, effettuato con mix C55;
- 30/05-01/05/2017, effettuato con mix C55;
- 25-28/07/2017, effettuato con mix C55;
- 12-15/09/2017, effettuato con mix C55;

Nella Tabella 2 sono riportate le durate, in ore effettive di funzionamento (fra accensione e stato di regime del gassificatore), i test sperimentali effettuati nel 2017; il conteggio orario non tiene conto dello spegnimento dell'impianto (della durata di circa 5 ore).

Tabella 2. Test sperimentali con biomasse per l'anno 2017

<i>Data</i>	<i>Obiettivo principale</i>	<i>Sperimentazione (ore)</i>
21-24/03/2017	Gassificazione biomasse-carbone (90%-10%)	72
19-21/04/2017	Gassificazione biomasse-carbone (90%-10%)	48
30/05-01/05/2017	Gassificazione biomasse-carbone (90%-10%)	48
25-28/07/2017	Gassificazione biomasse-carbone (90%-10%)	72
12-15/09/2017	Gassificazione biomasse-carbone (90%-10%)	72
	Totale	312

2.2 Combustibili impiegati

Come risulta dalla Tabella 2, i test sperimentali sulla piattaforma pilota sono stati eseguiti con un'unica tipologia di biomassa, coadiuvata da una ridotta percentuale di carbone (10%). Il combustibile è stato caratterizzato presso i laboratori Sotacarbo con differenti strumentazioni e metodi di analisi.

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

La seguente tabella riporta, in sintesi, i risultati 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.

Tabella 3. Caratterizzazione dei combustibili impiegati nei test (2017)

Nome	C51	C54	C55
Classificazione	<i>Eucaliptus</i>	<i>Carbone Colombiano</i>	90% C51 10% C55
Analisi immediata (% in massa)			
Carbonio fisso	17,60	55,78	21,39
Umidità	15,33	4,89	14,39
Volatili	64,99	36,39	62,25
Ceneri	2,1	2,95	2,12
Analisi elementare (% in massa) – Base Secca			
Carbonio totale	52,7	82,10	58,35
Idrogeno	5,66	5,17	5,65
Azoto	0,00	1,85	0,00
Zolfo	0,00	0,00	0,00
Ossigeno	41,64	10,88	36,05
Analisi calorimetrica (MJ/kg)			
Potere Calor. Sup. (Secco)	19,91	31,58	21,56
Potere Calor. Inf. (Secco)	18,32	30,35	20,00
Potere Calor. Inf. (Tal quale)	15,13	28,74	16,76

2.3 Strumenti e metodi di analisi

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

2.3.1 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, sono la media di un'analisi termogravimetrica effettuata su diversi campioni di ciascun combustibile macinati in tempi diversi nel corso della campagna sperimentale.

2.3.2 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, sono la media di un'analisi CHN/S effettuata su diversi campioni di carbone macinati in tempi diversi nel corso dell'intera campagna sperimentale.

2.3.3 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. 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 (sul secco) e inferiore (sul secco) possono essere calcolati, rispettivamente, secondo le due seguenti formule (la prima espressa in forma semplificata):

$$PCS_0 [kJ/kg] = 33.950 * X_C + 144.200 * (X_{H_2} - X_{O_2}/8) + 9.400 * X_S \quad (3.1)$$

$$PCI_0 [kJ/kg] = PCS_0 - 9 * X_{H_2} * r \quad (3.2)$$

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 ed r è il calore di condensazione dell'acqua, pari a 2500 kJ/kg.

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.

Il potere calorifico inferiore sul tal quale (formula 3.3) è determinato a partire dalla percentuale di umidità presente nel combustibile. L'umidità della biomassa esprime il suo contenuto di acqua e può essere riportata sul tal quale oppure sul secco. Se si indica con m_a la massa d'acqua e con m_s la massa di sostanza secca, il tenore di umidità U sul tal quale è definito come:

$$U = m_a / (m_a + m_s) \text{ (assume valori compresi tra zero e uno)}$$

Il tenore di umidità U_0 (oppure u) sul secco invece è definito come:

$$U_0 = m_a / m_s \text{ (assume valori compresi tra zero e infinito)}$$

L'energia effettivamente utilizzabile dal punto di vista pratico, non è il potere calorifico inferiore sul secco (PCI_0 , calcolato secondo la 3.2) ma il potere calorifico sul tal quale (PCI). Si tiene conto che l'energia chimica relativa alla massa di sostanza tal quale (secco + acqua) è data dall'energia chimica della sostanza secca diminuita del calore di vaporizzazione dell'acqua che non viene recuperato:

$$PCI \text{ [kJ/kg]} = (1-U) * PCI_0 - U * r = PCI_0 - U * (PCI_0 + r) \quad (3.3)$$

Il potere calorifico inferiore di una biomassa diminuisce linearmente con l'aumento della sua umidità, fino ad annullarsi per valori dell'ordine del 88-90% [1].

2.3.4 Sistema di campionamento TAR

Il sistema di campionamento utilizzato, acquistato nell'annualità 2016 dalla società Gamba & Botteghi (Livorno), è stato testato in impianti sperimentali analoghi a quello dimostrativo e per l'utilizzo in test di gassificazione con biomasse.

Il disegno sottostante (Figura 8) riporta uno schema semplificato del sistema adottato.

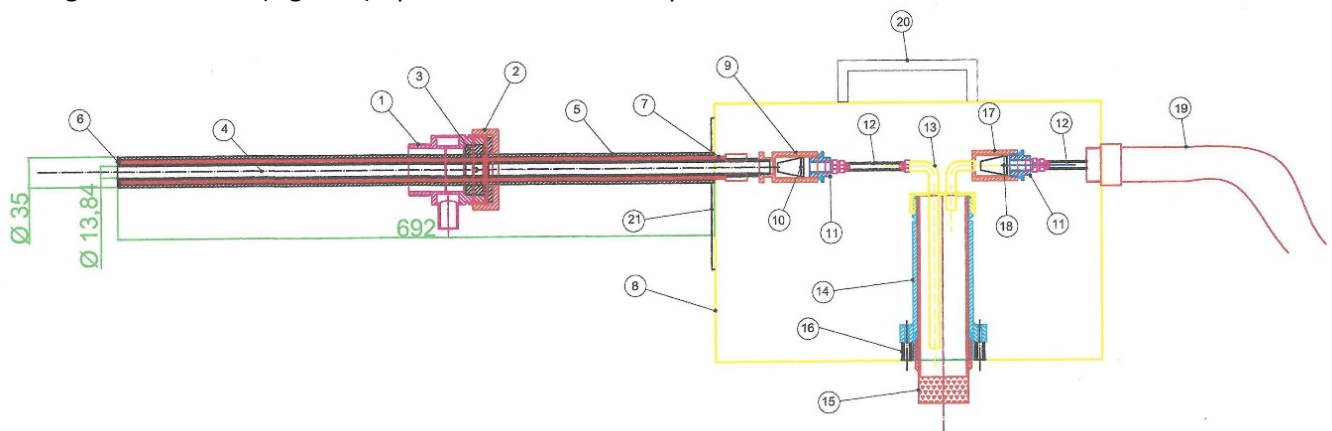


Figura 8. Schema del nuovo sistema di campionamento TAR (Gamba & Botteghi)

Lo strumento acquistato da Gamba & Botteghi (Figura 9) consta di una sonda riscaldata che viene flangiata in un punto all'uscita del gassificatore dell'impianto dimostrativo. La sonda (Figura 10) è collegata a un sistema che, tramite un recipiente di raccolta (impinger) posto tra due filtri sinterizzati all'interno di un box metallico, permette una prima separazione di TAR e polveri. L'impinger, così come i due filtri, possono essere riscaldati essendo il sistema dotato di termostato (Figura 11): tramite display è possibile scegliere la temperatura della sonda, dei filtri, dell'impinger e della linea attraverso cui il gas campionato fluisce. Questa è presente a valle dell'impinger, dopo il secondo filtro, e permette di mantenere caldo il gas che successivamente può essere condotto ad una serie di due condensatori che, riempiti con propanolo, permettono la condensazione di ulteriore TAR (Figura 12). Il sistema termina così con un misuratore di portata che permette l'aspirazione del syngas e ne determina la portata.



Figura 9. Sistema complessivo campionamento TAR



Figura 10. Sonda di campionamento riscaldata



Figura 11. Sistema di termoregolazione per sonda, filtri, impinger e linea



Figura 12. Condensatori (con propanolo) per la cattura del TAR

3 Procedure operative del processo di gassificazione

Il presente capitolo descrive, in maniera estremamente sintetica e semplificata, le procedure operative impiegate per l'esecuzione dei test sperimentali con l'impianto dimostrativo Sotacarbo. Le procedure operative sono riconducibili alle seguenti fasi principali:

1. verifiche iniziali e avviamento degli ausiliari;
2. *start-up* dell'impianto;
3. fase operativa;
4. *shut-down* dell'impianto.

3.1 Verifiche e avviamento delle apparecchiature ausiliarie

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

In particolare, le apparecchiature ausiliarie vengono 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. generatore di vapore;
5. pompe di invio dell'acqua all'impianto;
6. invio portata di acqua di raffreddamento al sistema stirrer;
7. messa in linea dell'azoto di inertizzazione;
8. verifica dei livelli dei tank dello scrubber ed eventuale reintegro dell'acqua affinché entrambi raggiungano il livello di 1700 mm;
9. verifica del riempimento della camicia (water jacket) e del controllo del livello dello steam drum (circa 220 mm);
10. verifica del posizionamento dello stirrer ad un'altezza massima all'interno del gassificatore di altezza massima pari a 2400 mm.

3.2 Fase di start-up

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

3.2.1 Caricamento iniziale del reattore

Il caricamento iniziale del gassificatore viene effettuato a freddo con carbone vegetale e assumendo la quota della griglia periferica come zero delle altezze, nel particolare:

- Carbone vegetale 550 mm circa 1000 lt circa 320kg;

Il carbone vegetale funge da letto di accensione in sostituzione dell'argilla e del combustibile per la sola fase di accensione, successivamente viene caricato il combustibile previsto dal test sperimentale che andrà a sostituire nel tempo la carica di accensione fatta con carbone vegetale. Nelle vicinanze degli irradiator viene inserita della carta al fine di facilitare la reazione di combustione in fase di accensione. A valle di questo primo caricamento si effettua un test di rotazione della griglia al fine di far posizionare correttamente il materiale, ed un test di rotazione/traslazione dello stirrer per verificare l'effettivo livello del gassificatore. La risposta dell'impianto all'accensione mediante carbone vegetale è stato ottimale, non si sono verificate problematiche relative alla gestione delle temperature sul reattore e al funzionamento della griglia di scarico ceneri.

3.2.2 Accensione del letto combustibile

L'accensione del reattore di gassificazione avviene per mezzo di sei resistenze elettriche (irradiatori di accensione) in materiale ceramico poste a contatto con il letto del gassificatore in prossimità dello strato carbone vegetale.

Gli irradiatori vengono alimentati elettricamente, portati alla temperatura di 750-800 °C e mantenuti in tale condizione per dieci minuti circa, al fine di consentire il riscaldamento delle zone limitrofe del letto combustibile. Dopo tale tempo viene inviata, una portata d'aria pari a circa 50-60 kg/h al fine di dare avvio alla combustione. Una volta accertata l'accensione del letto sulla base di: verifiche visive sull'uscita di fumi di combustione dal vent e un aumento della temperatura fino a circa 100 °C, l'alimentazione elettrica delle lampade viene interrotta. Successivamente viene chiuso il vent, si accendono le pompe di lavaggio dello scrubber ed il syngas viene inviato in torcia. Contestualmente viene inviata una portata di aria sottogriglia di circa 500-600 kg/h e viene interrotto l'invio dell'aria attraverso gli irradiatori di accensione.

3.2.3 Analisi Syngas

La misura della composizione del syngas prodotto è indispensabile per la corretta gestione dell'impianto e per la valutazione delle prestazioni d'impianto al variare dei parametri di processo. Sono stati effettuati dei campionamenti di syngas in automatico dalle apparecchiature di analisi tramite delle prese di campionamento poste nelle seguenti zone dell'impianto:

- in uscita dal gassificatore (DJ001P);
- in uscita dallo scrubber (DJ002P);
- in uscita dalla torcia (DJ003P);

3.3 Fase operativa

La fase operativa dell'impianto riguarda tutte quelle operazioni e verifiche necessarie per portare il gassificatore Dimostrativo a regime e mantenerlo in tale condizione. Un ruolo chiave è ricoperto dal sistema di analisi del syngas e dal profilo termico registrato sulle pareti del gassificatore; sulla base di tali parametri è possibile gestire il gassificatore ed effettuare le azioni necessarie ad una corretta gestione delle apparecchiature. Riportiamo di seguito le procedure messe a punto durante i test sperimentali al fine di portare il gassificatore in condizioni di regime:

- regolazione aria processo: aumentare per step l'aria sottogriglia dal valore di accensione di circa 100 kg/h (aria agli irradiatori) fino al valore previsto per i test sperimentali all'incirca 450-550 kg/h; l'aumento dell'aria sottogriglia deve essere effettuato sulla base: del consumo di ossigeno (le analisi del syngas devono mostrare valori sempre inferiori all'1%) e delle temperature delle pareti (non devono aumentare rapidamente e non devono superare i 1000-1050 °C);
- livello del riempimento nel gassificatore: caricare il combustibile con il sistema Redler fino a portare l'altezza del riempimento nel gassificatore a circa 2200-2400 mm (anche nell'effettuare tale operazione è fondamentale avvalersi delle analisi del syngas e dei profili di temperatura);
- movimentazione letto di gassificazione: ad ogni caricamento è necessario far ruotare e traslare lo stirrer fino a raggiungere il livello del combustibile nel gassificatore (il raggiungimento del combustibile è valutato attraverso la misurazione dello sforzo con una cella di carico) al fine di compattare il combustibile e valutare il livello del riempimento; inoltre al fine di omogenizzare la distribuzione del letto di combustibile del gassificatore lo stirrer viene lasciato in rotazione alla quota dove si rileva il materiale (2200-2400 mm quota massima);
- carico combustibile e scarico ceneri: attraverso il sistema Redler è stato possibile caricare il gassificatore con un ritmo di circa 330 kg/h al fine di valutare le potenzialità dell'impianto. La potenzialità globale di scarico della griglia è di circa 120 lt/h (anche se dipende dalla granulometria e dalla tipologia del materiale scaricato);
- circuito di raffreddamento: quando la temperatura all'uscita dello steam drum aumenta rispetto a quella iniziale e allo steam drum arriva una portata di vapore (anche minima) dalla camicia di

- raffreddamento bisogna avviare le ventole del condensatore ed inviare il condensato alla camicia di raffreddamento. Inoltre è necessario verificare il livello dello steam drum; se esso scende sotto i 200 mm è necessario reintegrare con acqua dal circuito principale fino al valore soglia di 217-230 mm;
- invio vapore: quando la temperatura monitorata sulle pareti del gassificatore si mantiene in maniera costante sopra i 800-900 °C è necessario inviare vapore; la portata deve essere inviata da un valore minimo di 30-50 kg/h a salire per step se il controllo delle temperature lo richiede;
 - scrubber: il sistema scrubber ha il compito di gestire il lavaggio e la pulizia del syngas, le pompe di lavaggio devono essere avviate prima dell'invio del syngas in torcia. Al fine di mantenere efficiente lo scrubber è necessario: scambiare i filtri posti prima della pompa di lavaggio quando la pompa in funzione inizia a perdere portata, scaricare per 1/2 min ogni ora il tank dove avviene il lavaggio e per 2 min ogni 2 ore quello da cui aspirano le pompe di ricircolo, reintegrare lo scrubber con acqua fresca quando il livello di uno dei due tank scende sotto i 1600 mm;
 - torcia: verificare che la temperatura della camera di combustione non superi gli 900 °C, pulire la valvola rompifiamma in caso di rottura della guardia idraulica dello scrubber (la pressione dovrebbe superare i 50 mbar).

Attraverso le operazioni sopra descritte l'impianto si trova in condizioni di regime; si riassume di seguito i principali parametri di processo impostati:

- aria sottogriglia: circa 650 -800 kg/h;
- vapore: all'occorrenza con portata da verificare;
- consumo di combustibile (cippato): da 330 kg/h;
- reintegro acqua scrubber: livelli costanti a 1600 mm;
- Reintegro Steam Drum: livello costante a 217 mm;

3.4 Fase di shut-down

Al termine della fase sperimentale vera e propria, si procede allo spegnimento (shut-down) del processo secondo quanto di seguito descritto:

- interruzione del caricamento;
- interruzione dell'invio di vapore;
- parzializzazione dell'invio dell'aria sottogriglia;
- scarico completo del materiale presente nel gassificatore;
- apertura degli scarichi del gas in atmosfera e spegnimento della torcia;
- spegnimento del generatore di vapore e interruzione dei campionamenti e delle analisi del gas;
- disattivazione delle pompe di ricircolo dello scrubber e svuotamento del serbatoio di accumulo dell'acqua di lavaggio;
- disattivazione delle apparecchiature ausiliarie ancora in funzione e interruzione dell'alimentazione elettrica.

4 Modifiche di impianto eseguite sull'impianto dimostrativo

Le sezioni dell'impianto dimostrativo sono state modificate al fine di migliorare le prestazioni e la sicurezza dello stesso; le modifiche hanno interessato diversi componenti come i condotti di adduzione del combustibile, la tramoggia principale del sistema di caricamento Redler e il sistema di Clean-up.

4.1 Modifiche al sistema di caricamento del combustibile

Al fine di poter effettuare la pulizia dei condotti di adduzione del combustibile al gassificatore, in fase di esercizio dell'impianto, sono state inserite quattro valvole a ghigliottina manuali atte al sezionamento dei condotti. Nella fattispecie, le ghigliottine, visibili in figura 13, isolano il sistema di caricamento dal gassificatore evitando l'afflusso di syngas nei condotti di adduzione del combustibile.



Figura 13. Ghigliottine di intercettazione dei condotti di adduzione della biomassa

Al fine di evitare problemi di intasamento è stato inserito un vibrovaglio nella tramoggia di carico del sistema Redler; tale modifica ha permesso di omogeneizzare l'alimentazione automatica dell'impianto Dimostrativo.



Figura 14. Vibrovaglio installato sulla tramoggia del Redler

4.2 Modifiche sul sistema di Clean-up

Le modifiche effettuate durante l'annualità in corso si sono concentrate sul sistema di Clean-up per l'aumento della sua efficienza e per la diminuzione della quantità di reflui prodotti.

Al fine di una migliore caratterizzazione del processo di clean-up, sono stati inseriti dei pHmetri, uno lungo il sistema di ricircolo e due nei tank (Scrubber e Guardia). In Figura 15 si riportano le foto dei pHmetri inseriti:



Figura 15. pHmetri installati sui Tank Scrubber e Guardia

Inoltre sono stati inseriti degli scolmatori sui Tank, operanti sul pelo libero dei serbatoi Tank e Guardia, al fine di prelevare e campionare il refluo (Figura 16).



Figura 16. Scolmatore installato nel Tank Scrubber

Dopo la fase di caratterizzazione dei reflui, relativa alle prime campagne sperimentali descritte, si è deciso di modificare il circuito idraulico che mette in comunicazione i due Tank, al fine di trasferire i componenti leggeri dei reflui presenti sul pelo libero del tank Scrubber al tank Guardia, dove risulta più semplice effettuare il campionamento (Non vi è presenza di Syngas all'interno del tank Guardia).

In seguito alle modifiche i reflui sono stati divisi in due tipologie:

- reflui pesanti: scaricati principalmente dal fondo dello scrubber, fortemente concentrati e già pronti per essere convogliati al sistema di trattamento;
- reflui leggeri: presenti sul pelo libero della guardia.

Al fine di concentrare ulteriormente i reflui leggeri, sono stati installati nell'impianto un sistema di disoleazione e una vasca di scrematura, compresa di una pompa di rilancio, visibili nelle figure 17 e 18.



Figura 17. Disoleatore



Figura 18. Vasca di scrematura con pompa di rilancio

Il disoleatore e la vasca di scrematura sono stati inseriti nel sistema di pulizia attualmente installato sull'impianto Dimostrativo, essi insieme all'impianto di Clean-up esistente, rappresentano un prototipo che andrà testato meglio nelle prossime annualità, per valutarne le performance al variare delle condizioni di esercizio dell'impianto. Riportiamo di seguito uno schema del sistema di clean-up accoppiato ad un sistema di scrematura/disoleazione:

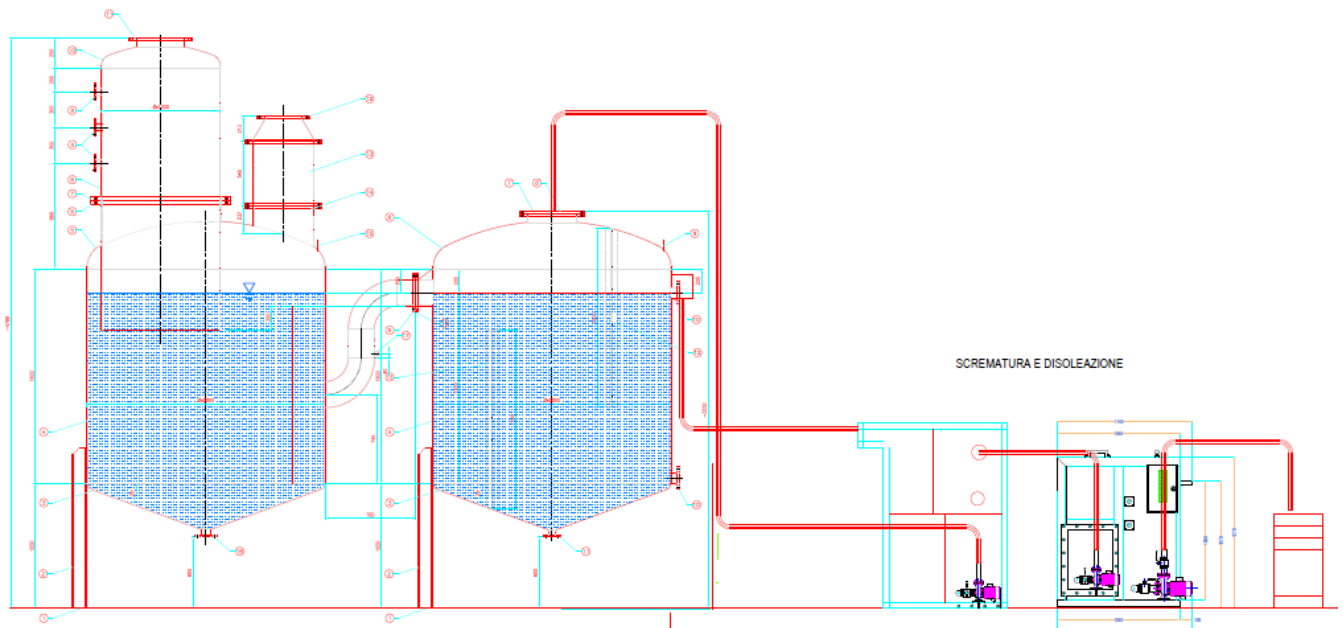


Figura 19 . Schema del clean-up modificato con la sezione di disoleazione e scrematura

A seguito delle analisi effettuate sulla qualità del Syngas, si è riscontrata un'alta concentrazione di TAR in uscita dallo Scrubber; per tale motivazione è stato progettato e realizzato un prototipo di filtro a cippato da porre lungo la linea che porta il syngas al motore, per effettuare un ulteriore stadio di pulizia della corrente gassosa. La scelta di usare un filtro a cippato è stata effettuata poiché tale tecnologia ha evidenziato alte proprietà filtranti (grazie alla capacità di condensare i TAR sulla superficie del cippato utilizzato come agente filtrante) e per riutilizzare il cippato ricco di tar (esausto) nel gassificatore come combustibile. Riportiamo di seguito un'immagine del filtro a cippato in figura 20:



Figura 20. Filtro a cippato

5 Test sperimentali di gassificazione

5.1 Analisi dati sperimentali ottenuti dai test di gassificazione del 21-24/03/17

L'analisi del processo di gassificazione è basata sui dati ottenuti nel test del 21-24/03/17 (72 ore). Nel corso della prova sperimentale, sono stati gassificati mediamente, considerando unicamente i periodi in cui il gassificatore si trovava in condizioni di regime, 236,5 kg/h di combustibile (C55), con potere calorifico inferiore sul tal quale pari a 16,76 MJ/kg. La portata di aria utilizzata, si è attestata sui 583 kg/h nei periodi di regime del gassificatore. Il vapore è stato utilizzato unicamente per il raffreddamento costante della griglia di scarico ceneri. La figura 21 riporta i profili di temperatura all'interno del reattore rispetto alle altezze del gassificatore in tempi diversi della prova, circa ogni 8 ore a partire dal momento in cui il gassificatore è entrato a "regime". I dati di temperatura sono stati prelevati dalla fila Nord Ovest dove si è sviluppata la reazione di gassificazione in modo preponderante.

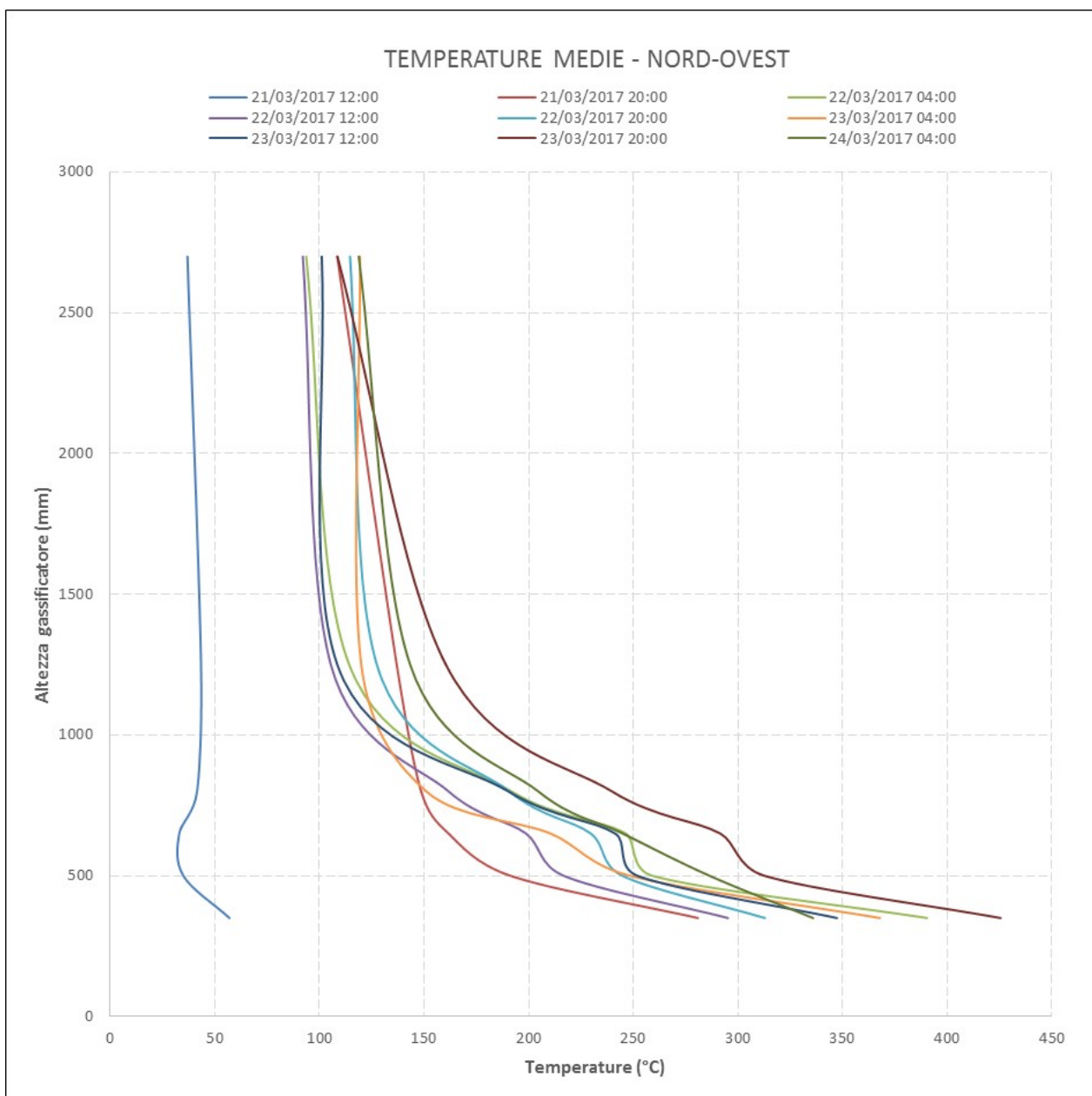


Figura 21. Profilo di temperatura all'interno del gassificatore durante le prove di gassificazione del 21-24/03/2017 (Fila Nord-Ovest)

Le figure 22 e 23, mostrano l'andamento nel tempo delle concentrazioni, nel syngas grezzo, delle principali specie gassose: H₂, CO e CO₂ e CH₄ sulle prese di campionamento DJ001P e le medie orarie calcolate ogni 8 ore.

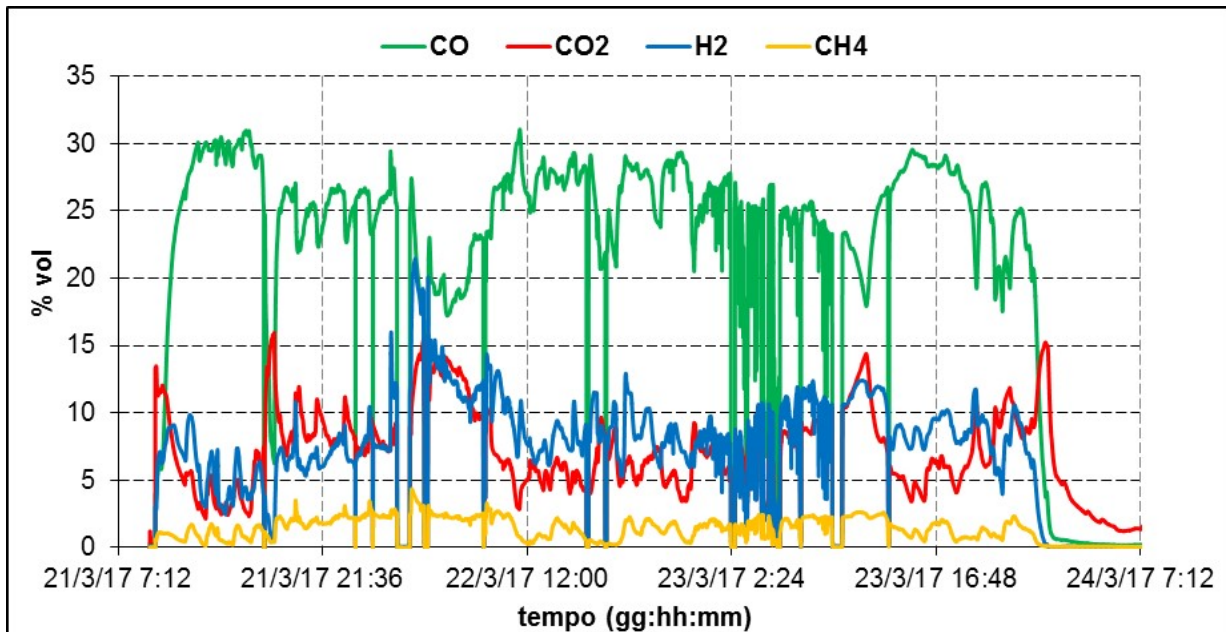


Figura 22. Andamento nel tempo della composizione del syngas grezzo DJ001P del 24/03/2017

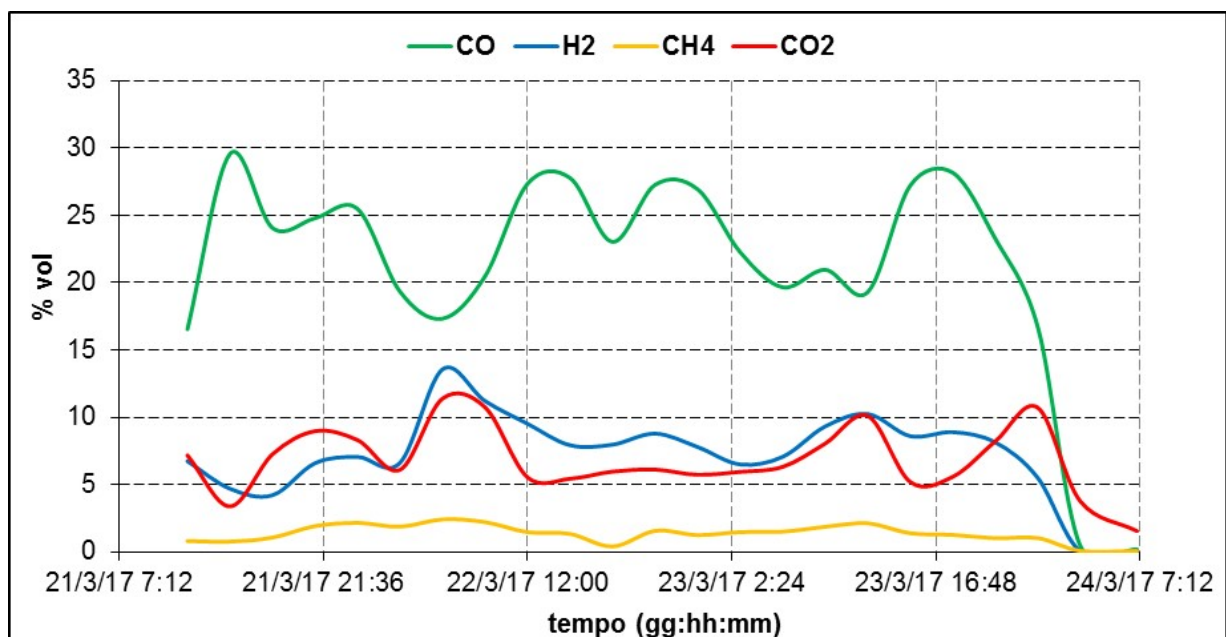


Figura 23. Andamento delle concentrazioni medie per la composizione del syngas alla presa di campionamento DJ001P (ABB) del 24/03/2017

L'andamento oscillante della composizione è dovuto a diversi fattori quali le manutenzioni straordinarie sull'impianto dovute a intasamenti del sistema di caricamento (discontinuità di alimentazione).

Durante il funzionamento dell'impianto la concentrazione media di H₂ risulta pari a circa il 8,0%, quella di CO pari a circa il 25,6%, quella di CH₄ pari al 1,5% e quella di CO₂ pari a circa 7% per un rapporto CO/CO₂ pari a 3,65 kg_{CO}/kg_{CO2} ed un rapporto H₂/CO pari a 0,31 kg_{H2}/kg_{CO}. Durante la fase di funzionamento è stata registrata una concentrazione nulla di O₂. Nel primo test sperimentale la portata di syngas calcolata mediante il bilancio Azoto ha restituito un valore medio di circa 734,36 kg/h.

Di seguito riportiamo:

- in Tabella 4 le concentrazioni medie % (dry basis) del Syngas ottenute dall'elaborazione dei dati ABB;
- in Tabella 4 le caratteristiche chimiche del gas ottenuto;
- in Tabella 6 le caratteristiche operative del gassificatore registrate durante il test.

Tabella 4. Concentrazioni medie % (dry base) del syngas da ABB (DJ001) del del 24/03/2017

CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ S	O ₂	N ₂
1,5107	25,6996	7,0044	8,0625	0,0000	0,3531	57,3697

Tabella 5. Riepilogo delle caratteristiche del gas ottenuto del 24/03/2017

Pressione	bar	1,0135
Temperatura	°C	50,8
Temperatura	K	323,95
Hi syngas	[MJ/kg]	3,863
Qgc	%	35,2728
MM mix	kg/kmol	26,86
Rmix	J/(kg*K)	309,574
Cp	kJ/(kg*K)	1,117
Cv	kJ/(kg*K)	0,807
k	adm	1,384
v	m ³ /kg	0,977
Densità	kg/m ³	1,024
Densità N	kg/Nm ³	1,20

Tabella 6. Caratteristiche operative del gassificatore del 24/03/2017

Portata Volumetrica di syngas misurata dall'FT001	m ³ /h	517,00
Massa di syngas corretta (da densità normale)	kg/h	529,41
Massa di syngas da bilancio N ₂	kg/h	734,66
Errore del misuratore FT001	%	27,94
Massa di combustibile (umida)	kg/h	236,50
Massa di combustibile (secca)	kg/h	202,47
Hi ₀ C55 (Potere Calorifico del combustibile sul secco)	MJ/kg	20,00
Massa aria	kg/h	583,00
Rendimento di Gas Freddo	adm	70,09
Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato)	MJ/Nm ³	4,630
Produzione volumetrica di Syngas	Nm ³ /h	613,11
Ore sperimentazione	h	72,00
ER	adm	0,511

La differenza riscontrata fra la misura del Syngas effettuata dal misuratore FT001 e il responso del bilancio azoto è attribuibile a diversi fattori, quali:

- Lungo periodo di inattività dell'impianto Dimostrativo;
- Perdite dovute a errate valutazioni sulla manutenzione del piping;
- Combustione del syngas interna al reattore causata dalla presenza di hotspot (punti ad altissima temperatura interni al letto del gassificatore).

Tabella 7. Analisi degli scarichi: SC1 – 21/03 ore 14:53, SC2 – 21/03 ore 21:00, SC5 – 22/03 ore 15:20, SC7 – 23/03 ore 2:50, SC9 – 23/03 ore 15:15, SC10 – 23/03 ore 21:15

Sample Name	Moisture %	Volatile %	Ash %	Fixed Carbon %
SC1	0,72	21,11	51,33	26,85
SC2	0,37	17,49	79,82	2,33
SC5	0,24	13,98	83,70	2,09
SC7	0,14	15,48	81,79	2,60
SC9	0,52	23,86	76,68	0,00
SC10	0,54	26,62	76,33	0,00

Lo scarico SC1 (Vedi Tabella 7) è stato campionato successivamente allo start-up del gassificatore, avvenuta con carbonella; in tali condizioni è plausibile una percentuale di carbonio fisso del 26,75%.

Negli scarichi successivi si può notare la netta diminuzione dei valori di Carbonio Fisso (FC), fino al suo completo annullamento in condizioni di regime. Le ceneri prodotte in fase di funzionamento a regime, infatti, hanno avuto un bassissimo contenuto di FC; il processo di gassificazione ha quindi dato risultati soddisfacenti. I tre parametri fondamentali che caratterizzano la sperimentazione sono i seguenti:

- Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato), pari a 4,630 MJ/Nm³;
- Rendimento di Gas Freddo, pari al 70,1 %
- Produzione volumetrica di Syngas pari a 613,1 Nm³/h.

Questi risultati non sono pienamente soddisfacenti, in quanto la sperimentazione ha sofferto dell'avaria improvvisa di diversi componenti dell'impianto, fra i quali il sistema di caricamento Redler. La discontinuità di caricamento non ha permesso di garantire un'alimentazione costante (in batch) e ha ridotto i regimi termici all'interno del gassificatore (Vedi Figura); ciò ha comportato una composizione del syngas a medio contenuto di CO (Vedi Figura) e un rendimento di gas freddo intorno al 70%.

Durante il test sperimentale sono stati analizzati i valori di pH sul circuito di ricircolo dello Scrubber.

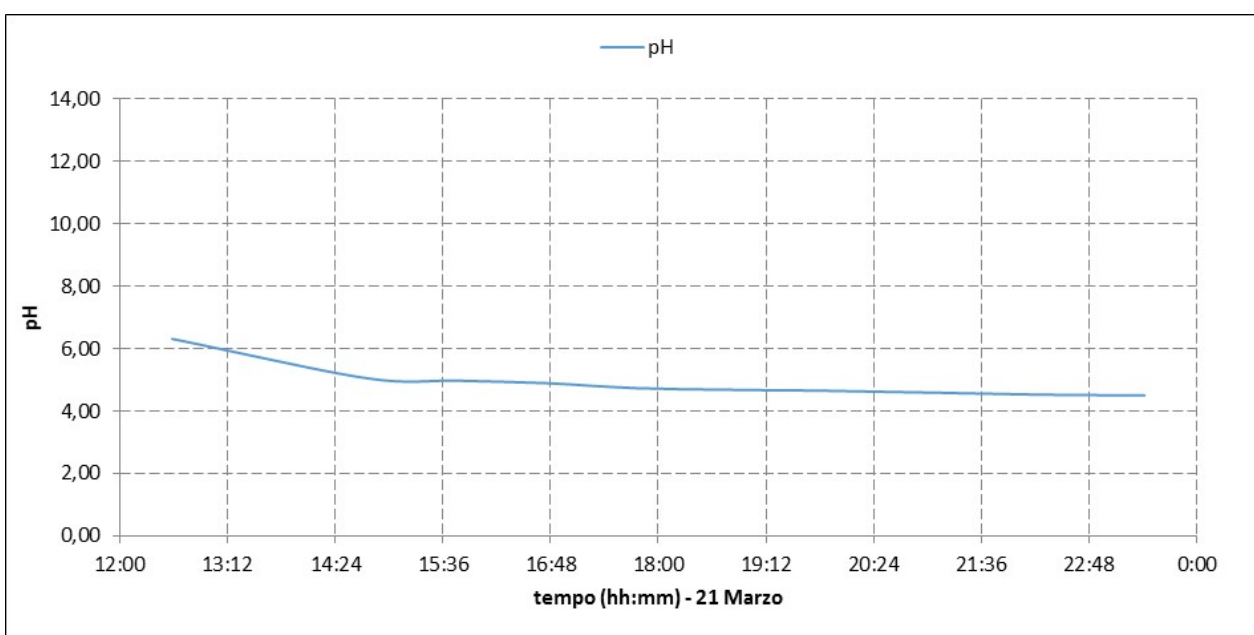


Figura 24. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (21 Marzo 2017)

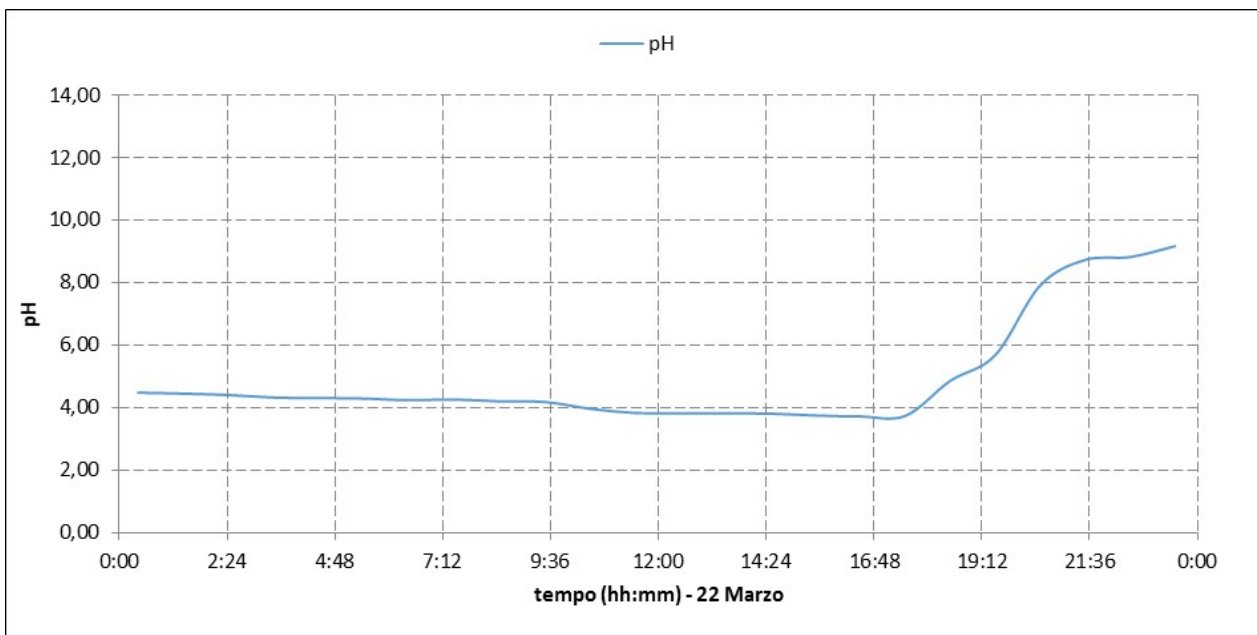


Figura 25. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (22 Marzo 2017)

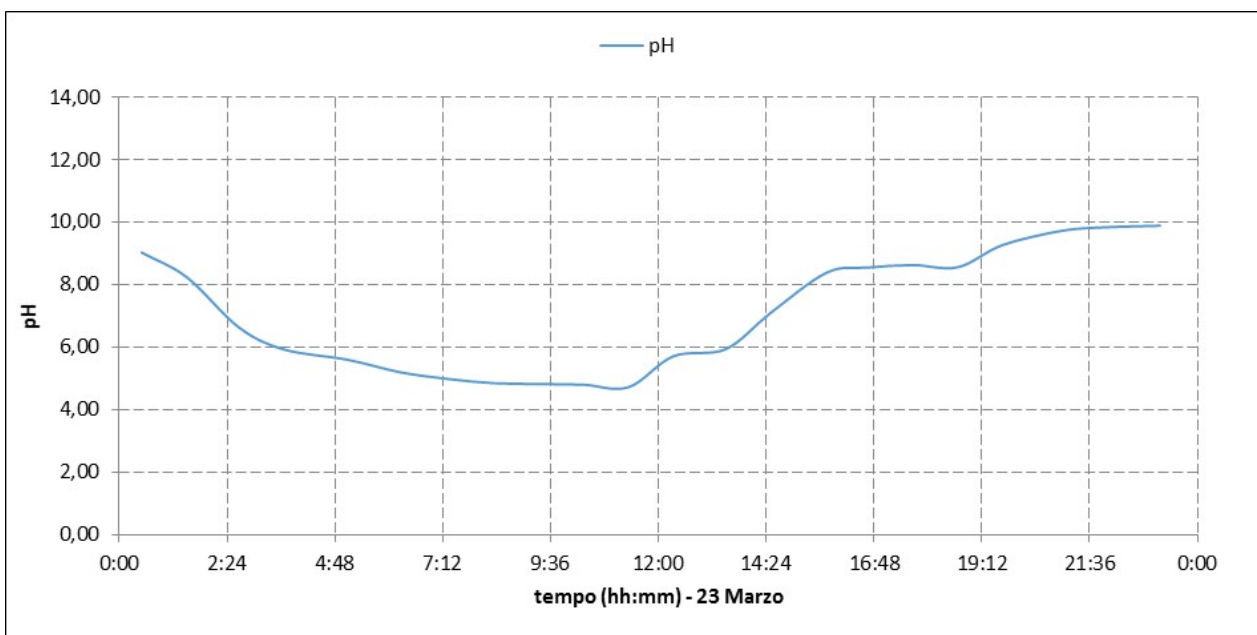


Figura 26. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (23 Marzo 2017)

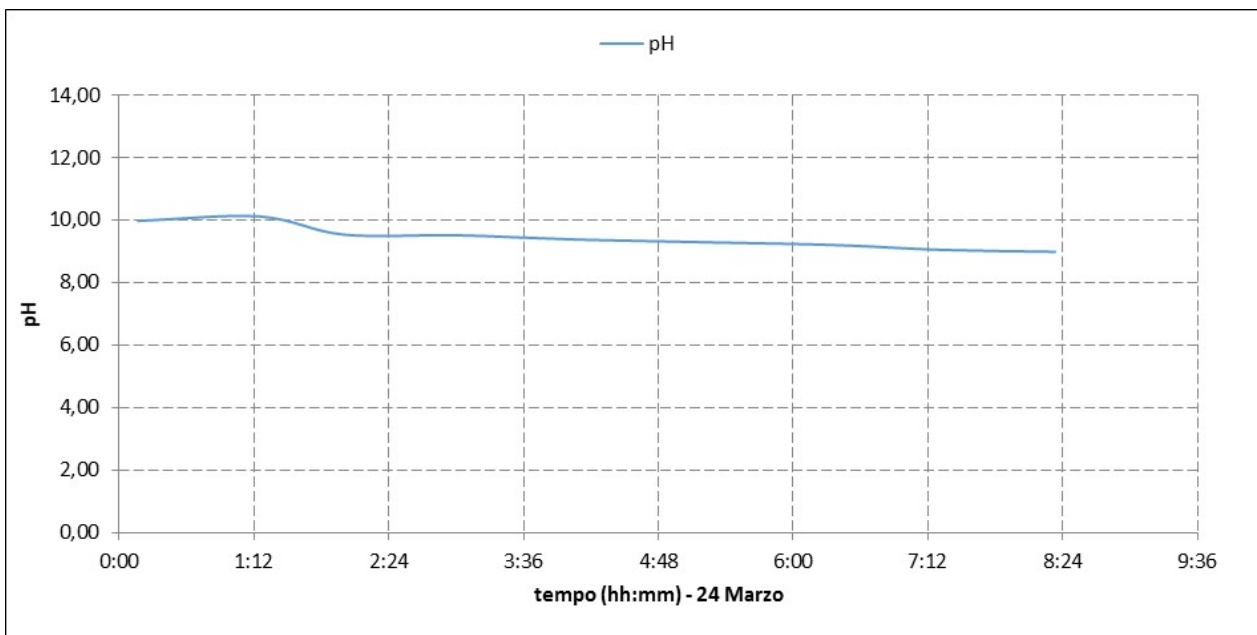


Figura 27. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (24 Marzo 2017)

Dopo una prima fase stazionaria (vedi figura 24) il refluo ha portato il pH da 7 (neutro) a 4 (acido); successivamente all'invio di Soda allo Scrubber il pH si è portato in zona basica.

I test eseguiti sul circuito Scrubber sono atti a valutare le caratteristiche del refluo al variare del PH, in modo da approfondire gli aspetti legati allo smaltimento e alla sedimentazione dello stesso all'interno dei Tank del sistema di Clean-up.

5.2 Analisi dati sperimentali ottenuti dai test di gassificazione del 19-21/04/2017

Nel corso della prova sperimentale del 19-21/04/2017 (48 ore), sono stati gassificati mediamente 244,7 kg/h di combustibile (C55), con potere calorifico inferiore sul tal quale pari 16,8 MJ/kg.

La portata di aria utilizzata, si è attestata sui 631,5 kg/h nei periodi di regime del gassificatore. Il vapore è stato utilizzato unicamente per il raffreddamento costante della griglia di scarico ceneri. La figura 28 riporta i profili di temperatura all'interno del reattore rispetto alle altezze del gassificatore in tempi diversi della prova, circa ogni 8 ore a partire da quando il gassificatore è entrato a "regime". I dati di temperatura sono stati prelevati dalla fila Nord Ovest dove si è sviluppata la reazione di gassificazione in modo preponderante.

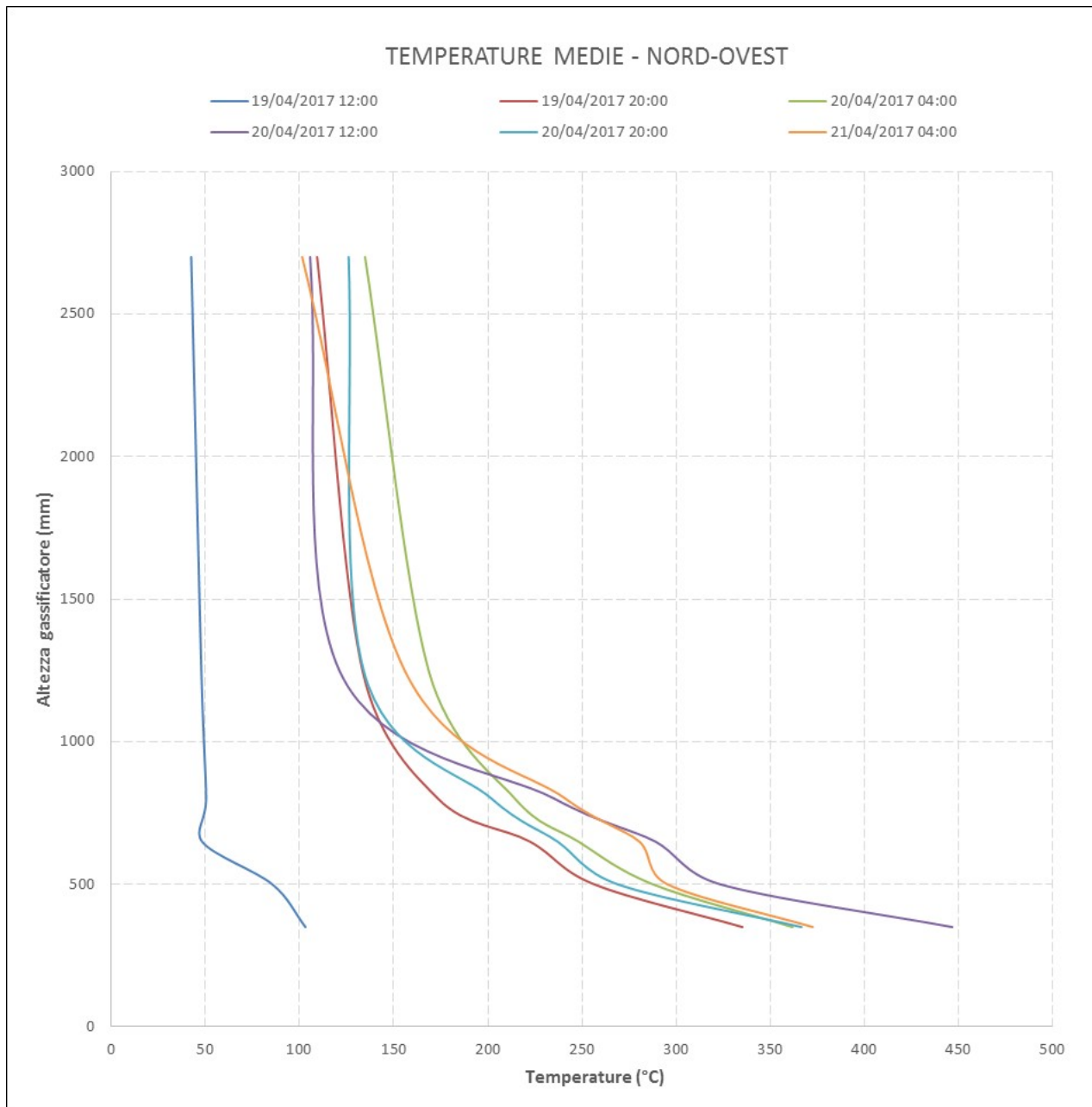


Figura 28. Profilo di temperatura all'interno del gassificatore durante le prove di gassificazione del 07-19-21/04/2017 (Fila Nord-Ovest)

Le figure 29 e 30 mostrano l'andamento nel tempo delle concentrazioni medie, nel syngas grezzo, delle principali specie gassose: H₂, CO e CO₂ e CH₄ sulle prese di campionamento DJ001P e le medie orarie calcolate ogni 8 ore.

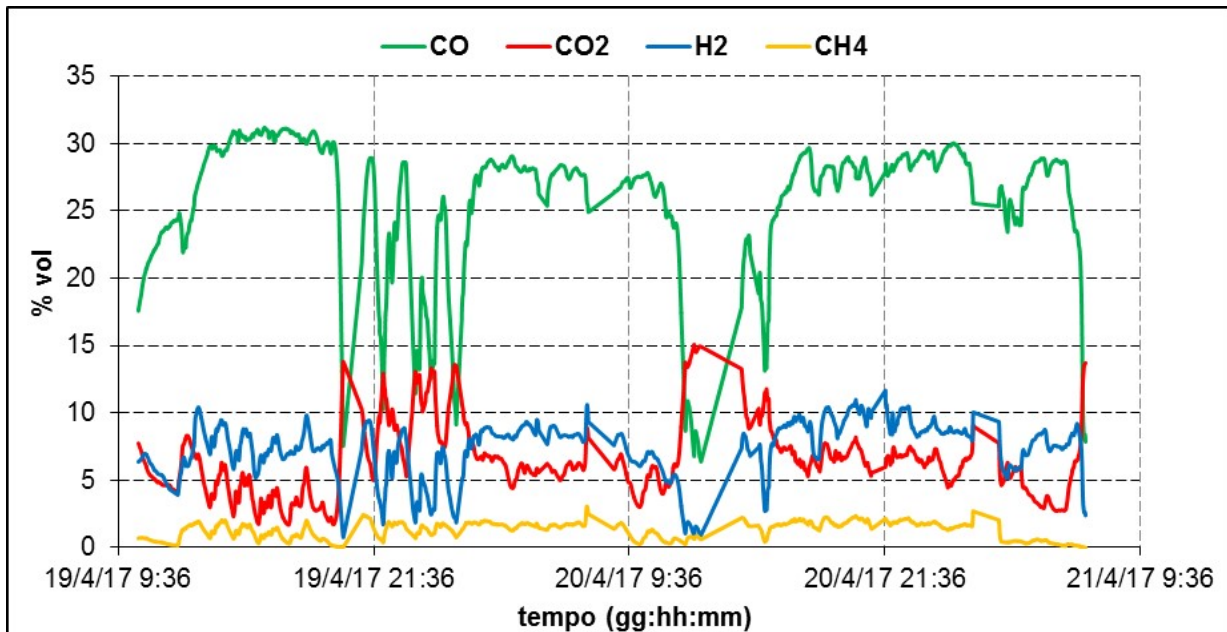


Figura 29. Andamento nel tempo della composizione del syngas grezzo DJ001P del 19-21/04/2017

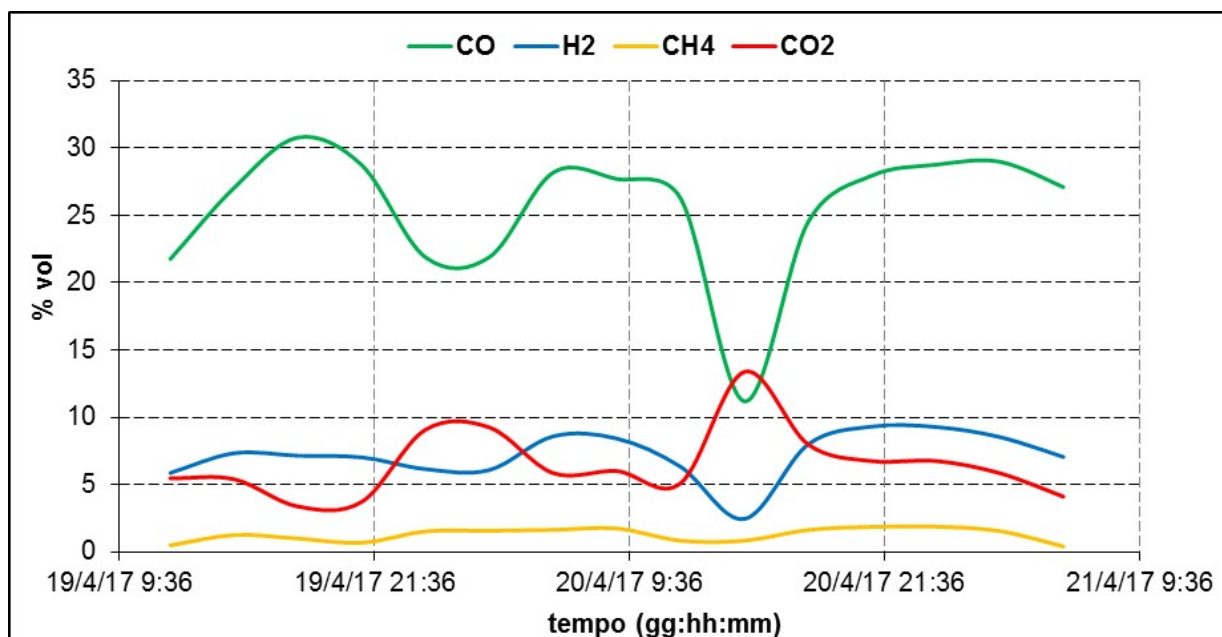


Figura 30. Andamento delle concentrazioni medie per la composizione del syngas alla presa di campionamento DJ001P (ABB) del 19-21/04/2017

L'andamento oscillante della composizione è dovuto a diversi fattori quali le manutenzioni straordinarie sull'impianto dovute a intasamenti del sistema di caricamento (discontinuità di alimentazione), che in questo avviamento hanno comportato lunghi tempi di attesa per il caricamento.

Durante il funzionamento, la concentrazione media di H₂ risulta pari a circa il 7,3%, quella di CO pari a circa il 25,6%, quella di CH₄ pari al 1,3% e quella di CO₂ pari a circa 6,7% per un rapporto CO/CO₂ pari a 3,8 kg_{CO}/kg_{CO2} ed un rapporto H₂/CO pari a 0,28 kg_{H2}/kg_{CO}.

Durante la fase di funzionamento è stata registrata una concentrazione nulla di O₂. Nel primo test sperimentale la portata di syngas calcolata mediante il bilancio Azoto ha restituito un valore medio di circa 780,82 kg/h. Di seguito riportiamo:

- in Tabella 8 le concentrazioni medie % (dry base) del Syngas ottenute dall'elaborazione dei dati ABB;
- in Tabella 9 le caratteristiche chimiche del gas ottenuto;
- in Tabella 10 le caratteristiche operative del gassificatore registrate durante il test.

Tabella 8. Concentrazioni medie % (dry base) del syngas da ABB (DJ001) del 19-21/04/2017

CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ S	O ₂	N ₂
1,3157	25,6793	6,70644	7,25573	0	0,18456	58,8583

Tabella 9. Riepilogo delle caratteristiche del gas ottenuto del 19-21/04/2017

Pressione	bar	1,0153
Temperatura	°C	56,3
Temperatura	K	329,45
Hi syngas	[MJ/kg]	3,706
Qgc	%	34,2507
MM mix	kg/kmol	27,04
Rmix	J/(kg*K)	307,528
Cp	kJ/(kg*K)	1,109
Cv	kJ/(kg*K)	0,801
k	adm	1,384
v	m ³ /kg	0,985
Densità	kg/m ³	1,015
Densità N	kg/m ³	1,21

Tabella 10. Caratteristiche operative del gassificatore del 19-21/04/2017

Portata Volumetrica di syngas misurata dall'FT001	m ³ /h	629,70
Massa di syngas corretta (da densità normale)	kg/h	639,40
Massa di syngas da bilancio N ₂	kg/h	780,82
Errore del misuratore FT001	%	18,11
Massa di combustibile (umida)	Kg/h	244,75
Massa di combustibile (secca)	Kg/h	209,53
Hi ₀ C55 (Potere Calorifico del combustibile sul secco)	MJ/kg	20,00
Massa aria	kg/h	631,50
Rendimento di Gas Freddo	adm	69,06
Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato)	MJ/Nm ³	4,47
Produzione volumetrica di Syngas	Nm ³ /h	647,32
Ore sperimentazione	h	48,00
ER	adm	0,526

Anche in questa sperimentazione si evidenzia l'errore di misura del Misuratore di portata syngas FT001, rispetto ai bilanci effettuati per il calcolo delle prestazioni dell'impianto.

Tabella 11. Analisi di laboratorio relative agli scarichi: SC1 - 19/04 ore 18:20, SC2 – 20/04 ore 00:15, SC4 – 20/04 ore 12:30, SC6 – 21/04 ore 01:00

Sample Name	Moisture %	Volatile %	Ash %	Fixed Carbon %
SC1	0,02	13,69	81,05	5,25
SC2	0,00	18,58	81,42	0,00
SC4	0,00	15,48	84,52	0,00
SC6	0,00	12,86	87,14	0,00

Lo scarico SC1 (Vedi Tabella 11) è stato campionato successivamente allo start-up del gassificatore, avvenuta con carbonella; eseguita con risultati più che soddisfacenti (Carbonio Fisso intorno al 5%). Negli scarichi successivi si può notare l'annullamento del Carbonio Fisso in condizioni di regime; il processo di gassificazione ha quindi restituito risultati soddisfacenti.

I tre parametri fondamentali che caratterizzano la sperimentazione sono i seguenti:

- Hi Syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato), pari a 4,470 MJ/Nm³;
- Rendimento di Gas Freddo, pari al 69,1 %
- Produzione volumetrica di Syngas pari a 647,3 Nm³/h.

I risultati ottenuti non sono pienamente soddisfacenti, in quanto la sperimentazione ha sofferto dell'avaria improvvisa di diversi componenti dell'impianto e del poco tempo disponibile (48h per ricercare condizioni di regime per i profili termici del gassificatore). Inoltre sono state effettuate delle prove di installazione (in esercizio) del sistema di campionamento TAR che hanno consentito di realizzare dei campionamenti preliminari per quantificare i TARS in queste condizioni operative.

La discontinuità di caricamento si è presentata anche in questo test e ciò non ha permesso di garantire un'alimentazione costante (in batch); ciò ha comportato una composizione del syngas a medio contenuto di CO (Vedi FiguraFigura) e un rendimento di gas freddo intorno al 69%.

Durante il test sperimentale sono stati analizzati i valori di PH del refluo proveniente dal circuito Scrubber.

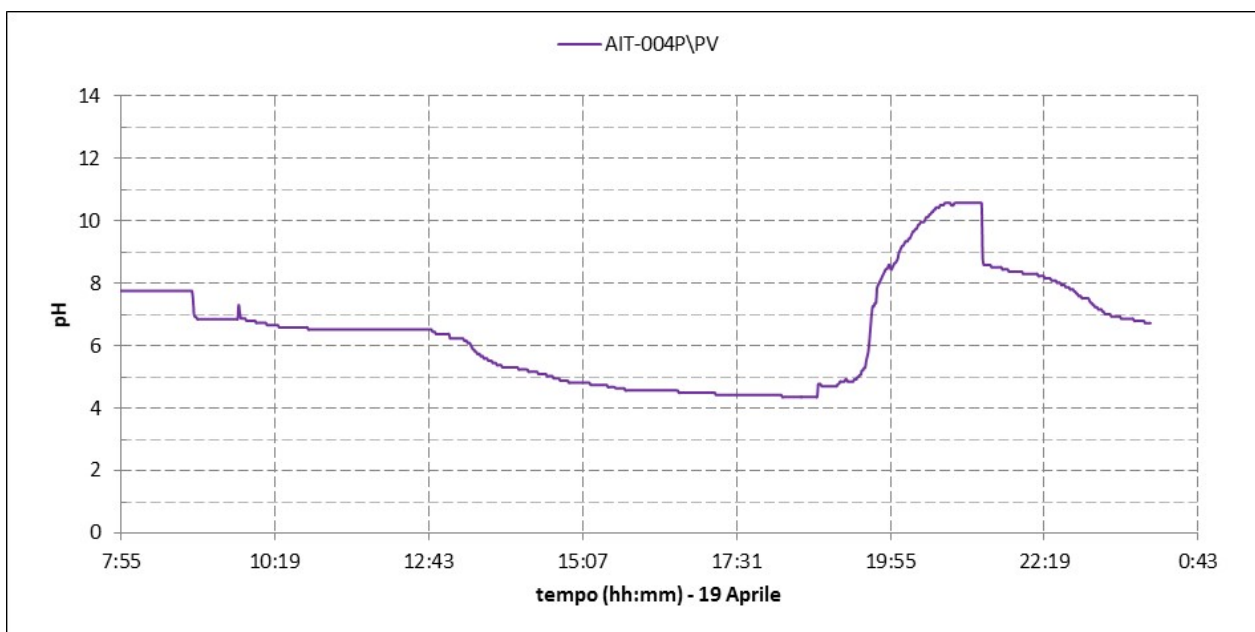


Figura 31. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (19 Aprile 2017)

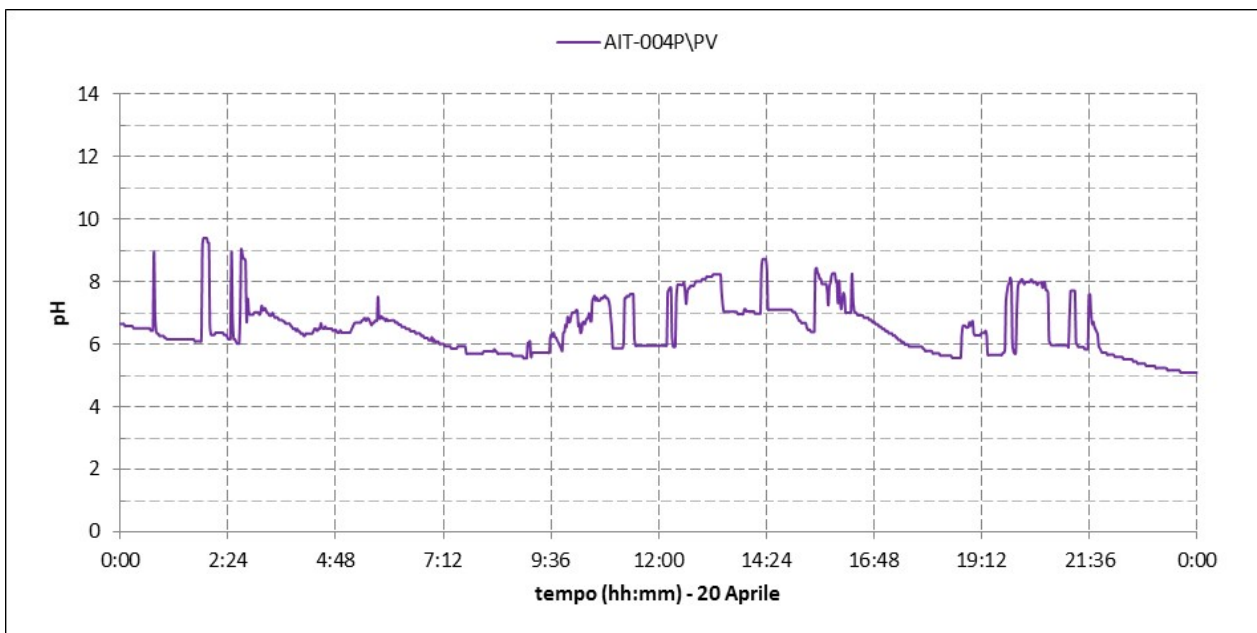


Figura 32. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (20 Aprile 2017)

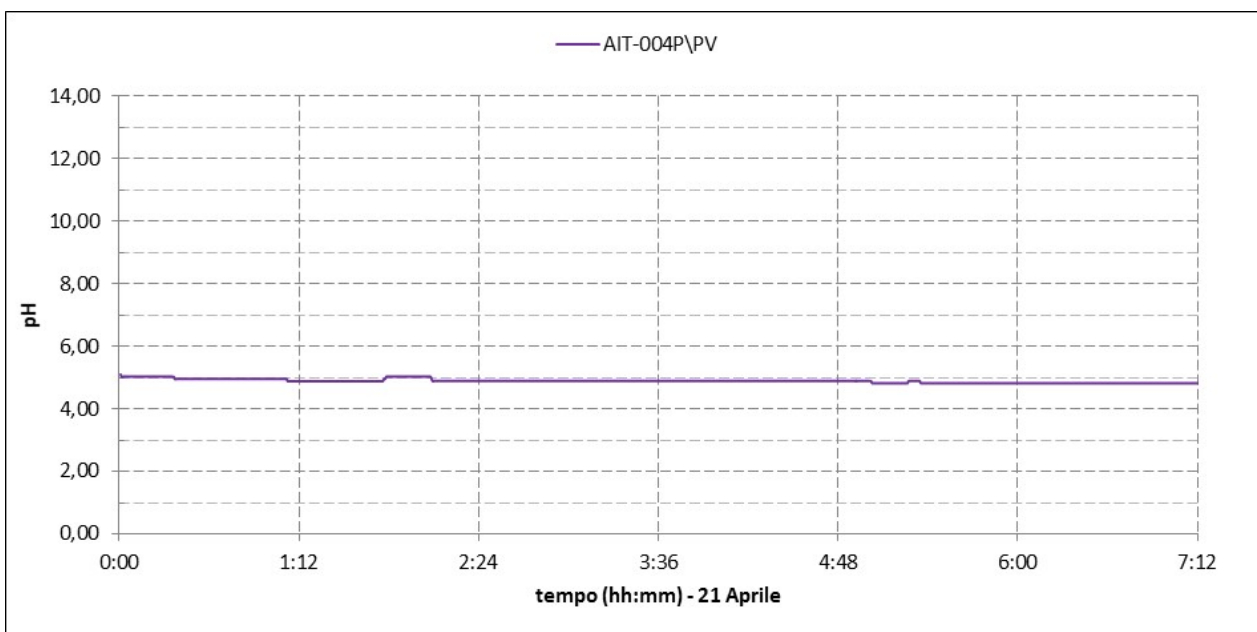


Figura 33. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (21 Aprile 2017)

Durante il test in questione non si è proceduto all'invio di soda sul circuito di ricircolo dello Scrubber, quindi il valore del pH si è portato al valore di 5; purtroppo, a causa di alcune necessarie manutenzioni da effettuare sul circuito di ricircolo durante l'esercizio dell'impianto, i valori riscontrati non risultano essere affidabili.

Durante l'avviamento programmato per i giorni 19-21 aprile 2017, è stato utilizzato il sistema di campionamento del TAR di fornitura Gamba & Botteghi, acquisito nel mese di settembre-ottobre 2016, descritto nel paragrafo 2.3.4. I test sono state eseguite alla presenza dell'ing. Alberto Filippi della ditta Gamba & Botteghi.

Ciascun campionamento è cominciato quando già i sistemi costituenti (sonda, impinger, filtri, linea) avevano raggiunto le temperature operative secondo quanto impostato dal termoregolatore. A valle del box metallico costituito da impinger e filtri sinterizzati, la linea riscaldata è stata collegata ai due condensatori in serie, ciascuno riempito con 100 ml di propanolo. In questo caso i due condensatori non sono stati inseriti nel bagno termostato (in presenza di glicol etilenico) ma sono stati lasciati alla temperatura ambiente.

Al termine di ciascun campionamento i tre contenitori (impinger e due condensatori) sono stati portati in laboratorio. L'impinger, che in fase di campionamento è stato termostato a circa 180 °C, conteneva una minima parte di TAR e polveri, sia sulle pareti che sul fondo. I condensatori, invece, riempiti di propanolo, hanno mostrato una colorazione diversa al termine del test di campionamento: molto più scuro il primo (colorazione marroncino/giallastra), più chiara (quasi trasparente) il secondo. TAR e polveri si sono, perciò, sono stati raccolti maggiormente nel primo condensatore che nel secondo.

Il TAR raccolto nell'impinger è stato recuperato utilizzando del metanolo (per permettere che il TAR si staccasse dalle pareti). Al termine di ciascun campionamento, perciò, abbiamo avuto a disposizione tre campioni: il primo costituito dal TAR raccolto nell'impinger, il secondo da quello sciolto nel metanolo del condensatore 1 e il terzo quello sciolto nel metanolo del condensatore 2.

Ciascuno dei tre campioni è stato così filtrato per la separazione della parte solida (polveri e/o TAR) da quella liquida. Questo è stato fatto tramite un sistema di filtrazione con membrane da 0,45 µm. Ciascuna membrana è stata pesata prima e dopo la filtrazione (nel secondo caso dopo essiccazione in stufa) per poter determinare la quantità solida presente. Invece i tre campioni liquidi raccolti dopo la filtrazione, costituiti da propanolo e TAR condensato, sono stati uniti e sottoposti a evaporazione nel sistema Rotovapor (figura 34). Il pallone nel quale è stato riversato il campione da sottoporre all'evaporazione è stato pesato prima e dopo, per determinare la quantità di TAR residuo (Figura).

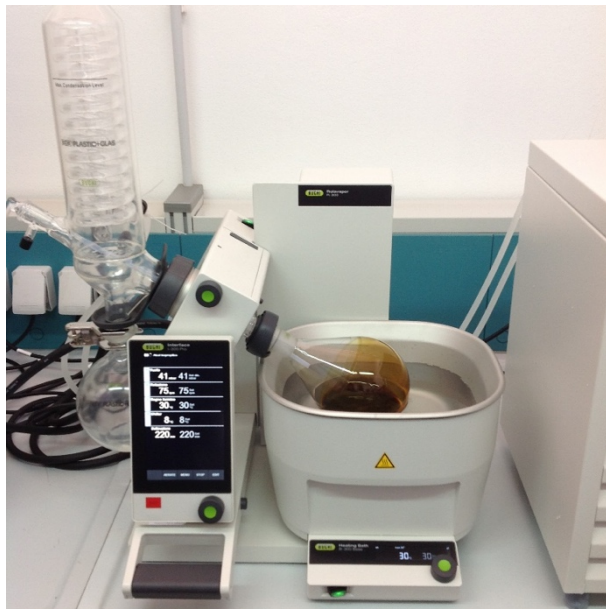


Figura 34. Evaporatore rotante Rotovapor per la separazione del TAR



Figura 35. Pallone contenente il TAR raccolto dopo l'evaporazione

CAMPIONAMENTO 1

- Eseguito in data 19/04/2017 dalle 14:40 alle 15:50 (70 minuti circa)
- Volume gas campionato (tramite Air Cube Basic): 70 litri
- Temperatura media gas (ABB): circa 170 °C
- TAR/polveri raccolti dalla filtrazione: 0,0747 g
- TAR/polveri raccolti dall'evaporazione: 5,31 g
- TAR/polveri raccolti globalmente: **5,385 g** pari a circa **77 g/Nm³**.

CAMPIONAMENTO 2

- Eseguito in data 20/04/2017 dalle 12:50 alle 15:05 (135 minuti circa)
- Volume gas campionato (tramite Air Cube Basic): 104 litri
- Temperatura media gas (tramite dati gassificazione): circa 300 °C
- TAR/polveri raccolti dalla filtrazione: 0,0296 g
- TAR/polveri raccolti dall'evaporazione: 4,93 g
- TAR/polveri raccolti globalmente: **1,960 g** pari a circa **19 g/Nm³**.

È stata inoltre eseguita un'analisi al calorimetro del TAR separato nel primo campionamento effettuato. L'analisi di circa 1,6 g di TAR ha fornito un potere calorifico di 6.040 cal/g.(25,3 MJ/kg). I valori riscontrati sono stati verificati con successive analisi.

- Le attività di campionamento TAR eseguite hanno permesso di testare, principalmente, il funzionamento del campionatore TAR acquisito dalla ditta Gamba e Botteghi. Durante il test sperimentale sono già state apportate alcune migliorie (inserimento valvola prima del primo filtro, adeguamento impinger, inserimento azoto di sbarramento tramite bombola).

- Il campionamento del TAR è stato maggiore in occasione del primo test (quello del 19/04) in corrispondenza di una temperatura del gas più bassa (e con un gas proveniente principalmente dalla gassificazione di carbone vegetale).
- Per aumentare la separazione del TAR all'interno dell'impinger si possono utilizzare sfere di vetro (acquisite recentemente): questo accorgimento verrà adottato nel prossimo test sperimentale.
- Nei test sperimentali successivi il sistema è stato ulteriormente migliorato con condensatori saranno alloggiati all'interno di un bagno termostato a 4 °C per migliorare le condizioni di separazione.

Verifica dei risultati ottenuti dal campionamento tramite bilanci di massa

Al fine di valutare la corretta funzionalità del campionatore è stata eseguita una analisi relativa ai parametri funzionali del gassificatore nelle fasi di esercizio relative ai campionamenti 1 e 2.

Ipotesi:

- Durante il 1° campionamento, vista la qualità del gas ottenuta nell'arco temporale, il gassificatore ha elaborato la carbonella inserita nelle fasi di accensione dell'impianto;
- La temperatura del gas in uscita dal gassificatore, 170°C, è abbastanza bassa da consentire la completa condensazione del TAR all'interno del campionatore;
- Il misuratore syngas non fornisce risultati attendibili, è necessario procedere alla determinazione della massa di syngas attraverso bilanci di massa.

L'operatività a carbonella comporta il problema del calcolo della quantità media di combustibile utilizzata durante l'arco temporale individuato per i campionamenti (70 min). Il funzionamento a carbone, rispetto al funzionamento a biomasse, presenta un consumo di combustibile sostanzialmente inferiore (a causa della maggior presenza di carbonio nel carbone). Il carico stimato, è relativo alle biomasse caricate durante l'arco del 1° campionamento, i valori ottenuti hanno quindi un carattere indicativo, non potendo identificare un "regime" del gassificatore.

1° Campionamento

Si riportano le analisi relative alla carbonella utilizzata nella fase di start-up del gassificatore (Laboratori Sotacarbo):

Tabella 12. Composizione del mix di alimentazione nella fase di start-up dell'impianto (21 Aprile 2017)

Sample Name	Moisture %	Volatile %	Ash %	Fix. Carbon %	Total C %	H %	N %	S %	HHV MJ/Kg
Mix Start-up	4,915	34,885	6,775	53,425	78,07	3,56	0,92	0,077	25,20

Si riportano di seguito le caratteristiche del Syngas, (ricavato dal database ABB) relativo agli orari relativi al 1° campionamento, eseguito in data 19/04/2017 dalle 14:40 alle 15:50 (70 minuti circa)

Tabella 13. Composizione del syngas (ABB) negli orari relativi al 1° campionamento

CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ S	O ₂	N ₂
1,3066	29,5368	4,1455	7,4301	0,7904	0,7968	55,9938

Di seguito i dati salienti relativi alle caratteristiche del gas:

Tabella 14. Caratteristiche del syngas ottenuto durante i 1° Campionamento (19 Aprile 2017)

Caratteristiche gas ottenuto		
Pressione	Bar	1,0135
Temperatura	°C	171,6000
Temperatura	K	444,75
Hi syngas	[MJ/kg]	4,238

Qgc	%	38,2735
MM mix	kg/kmol	26,65
Cp	kJ/(kg*K)	1,136
Cv	kJ/(kg*K)	0,824
k	adm	1,379
v	m ³ /kg	1,351
Densità	kg/m ³	0,740
Densità N	kg/m ³	1,19

Si illustrano nel seguito i principali parametri operativi del gassificatore:

Tabella 15. Caratteristiche operative del gassificatore (19 Aprile 2017)

Caratteristiche operative		
Portata Volumetrica di syngas misurata dall'FT001	m ³ /h	727,1000
Massa di syngas corretta (da densità normale)	kg/h	538,21
Massa di syngas da bilancio N₂	kg/h	900,89
Errore del misuratore FT001	%	40,26
Massa di combustibile (umida)	kg/h	305,8000
Massa di combustibile (secca)	kg/h	267,0066
Hi₀ C55 (Potere Calorifico del combustibile sul secco)	MJ/kg	20,935
Massa aria	kg/h	702,5000
Rendimento di Gas Freddo	adm	68,30
Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato)	MJ/Nm ³	5,04
Produzione volumetrica di Syngas	Nm ³ /h	757,57
Rapporto TAR/Comb	%	21,01
Hi TAR	MJ/kg	25,29
Rapporto Syngas/Aria	kg _{syngas} /kg _{aria}	1,28
Resa Syngas/Comb	Nm ³ _{syngas} /kg _{comb}	2,84
ER	adm	0,451

Di seguito le quantità di TAR stimate relativi alla porzione temporale presa in considerazione per il 1° Campionamento

Tabella 16. Produzione stimata di TAR durante il 1° Campionamento (19 Aprile 2017)

Densità	kg/ m ³	1160,00
Produzione	m ³ /h	0,0484
Produzione	Litri/h	48,3672
Prod specifica	g/Nm ³	74,0607

Dai calcoli effettuati si riscontra quindi una rispondenza fra i valori campionati (77 g/Nm³) e quelli calcolati mediante bilanci di massa (74,06 g/Nm³).

Le ipotesi di completa condensazione del TAR e di malfunzionamento del misuratore FT001 sono verificate. I calcoli eseguiti con l'effettiva temperatura media del syngas (171,6°C) non conducono a differenze sostanziali sulla quantità di tar rilevato.

2° Campionamento

Dalla quantità campionata in sede di prelievo (19 g/Nm³) è immediatamente comprensibile che il campionatore (in assenza del bagno termostato) non sia stato in grado di effettuare la cattura completa dei TAR. Infatti, in condizioni di alimentazione con mix con alta presenza di cippato (90%) ci si aspetterebbe una maggiore presenza di TAR fra i prodotti della gassificazione.

5.3 Analisi dati sperimentali ottenuti dai test di gassificazione del 30/05 - 01/06/2017

Nel corso della prova sperimentale del 30/05 - 01/06/2017 (48 ore), sono stati gassificati mediamente 191,6 kg/h di combustibile (C55), con potere calorifico inferiore sul tal quale pari 16,8 MJ/kg.

La portata di aria utilizzata, si è attestata sui 623,6 kg/h nei periodi di regime del gassificatore. Il vapore è stato utilizzato unicamente per il raffreddamento costante della griglia di scarico ceneri. La figura 36 riporta i profili di temperatura all'interno del reattore rispetto alle altezze del gassificatore in tempi diversi della prova, circa ogni 8 ore a partire da quando il gassificatore è entrato a "regime". I dati di temperatura sono stati prelevati dalla fila Nord Ovest dove si è sviluppata la reazione di gassificazione in modo preponderante.

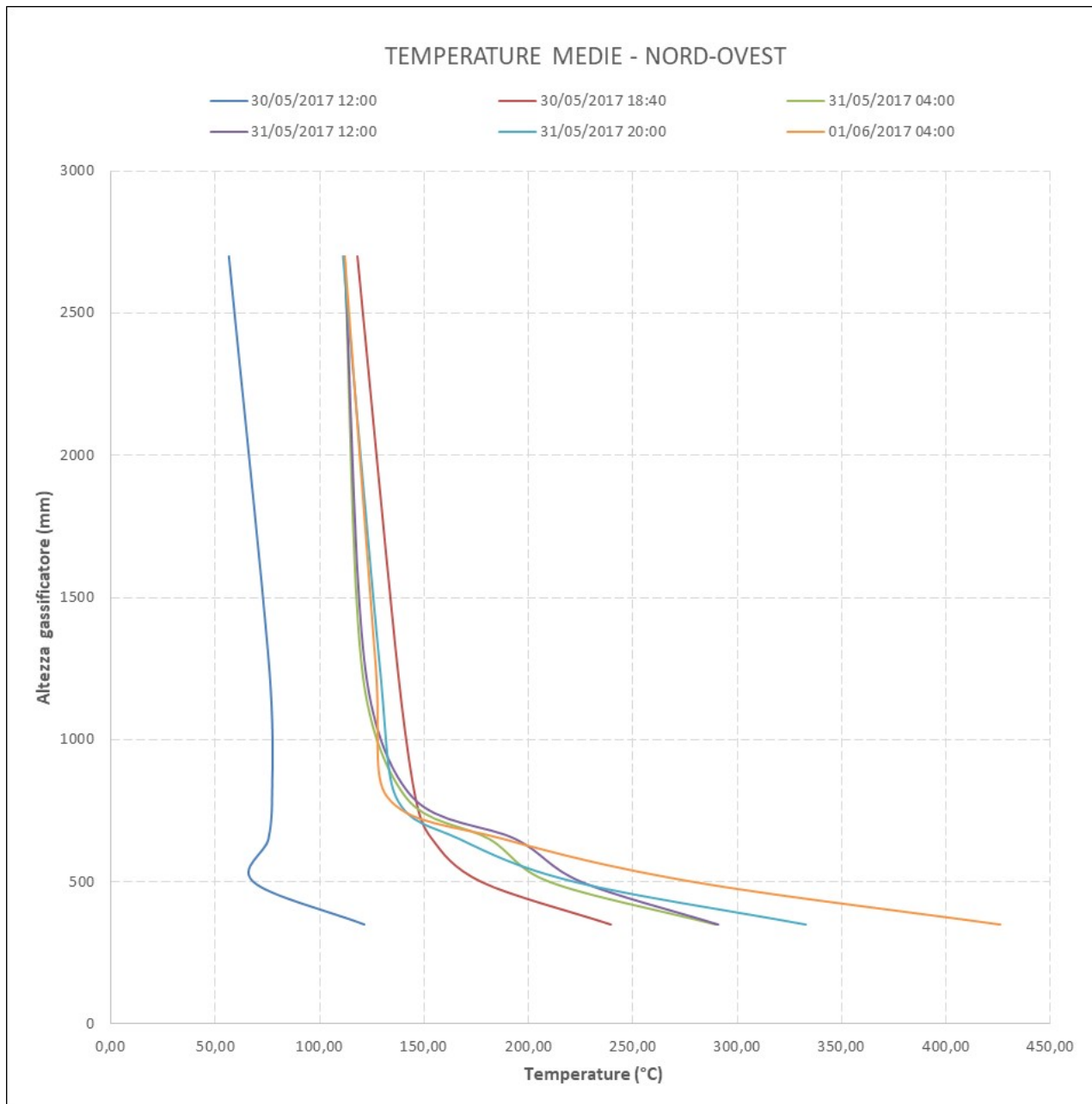


Figura 36. Profilo di temperatura all'interno del gassificatore durante le prove di gassificazione del 30/05 - 01/06/2017 (Fila Nord-Ovest)

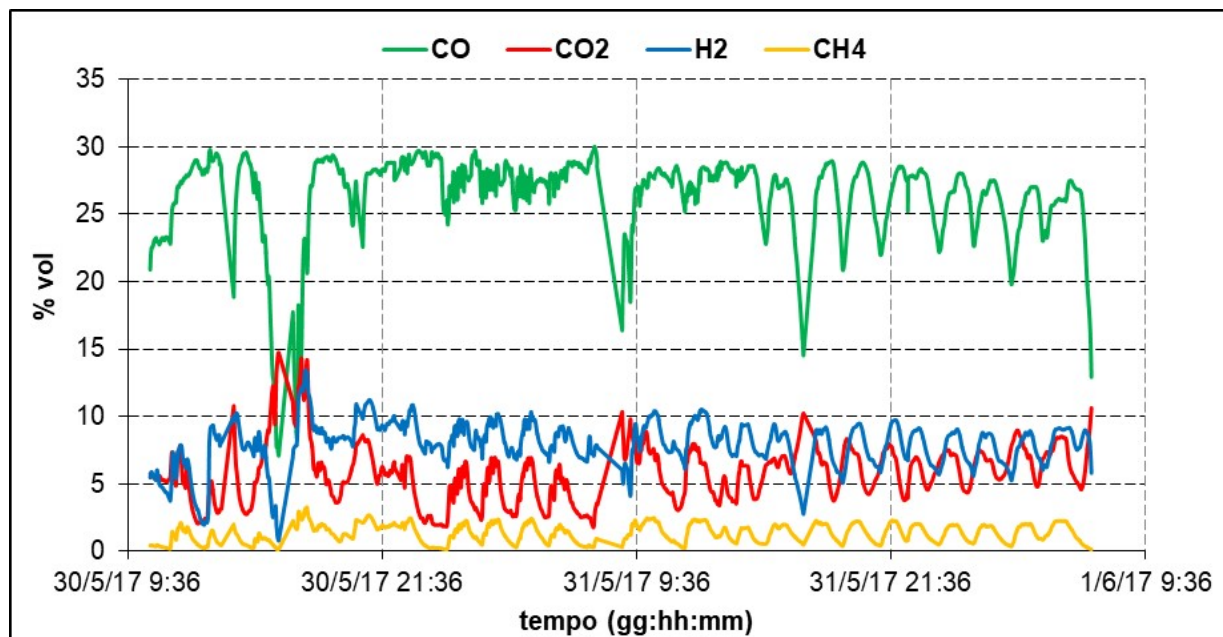


Figura 37. Andamento nel tempo della composizione del syngas grezzo DJ001P del 30/05 - 01/06/2017

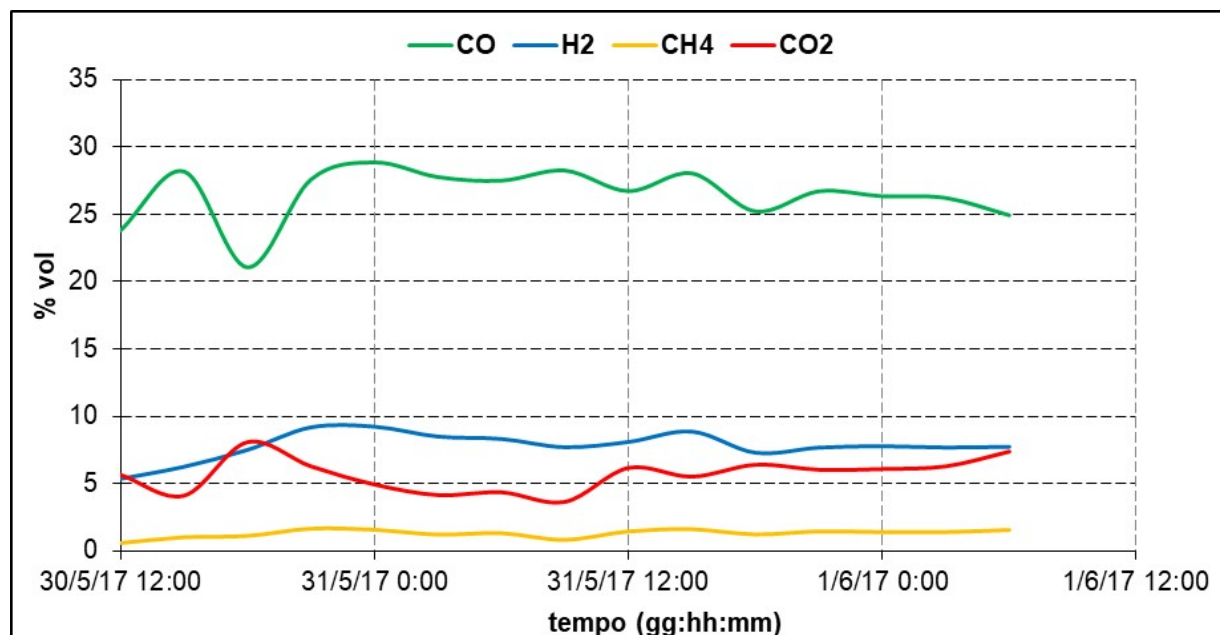


Figura 38. Andamento delle concentrazioni medie per la composizione del syngas alla presa di campionamento DJ001P (ABB) del 30/05 - 01/06/2017

I grafici mostrano l'andamento nel tempo delle concentrazioni medie, nel syngas grezzo, delle principali specie gassose: H₂, CO e CO₂ e CH₄ sulle prese di campionamento DJ001P e le medie orarie calcolate ogni 8 ore. L'andamento è abbastanza stazionario tranne un breve intervallo dovuto ad un problema sul sistema di caricamento del combustibile.

Dal momento in cui il sistema raggiunge le condizioni di funzionamento a regime, la concentrazione media di H₂ risulta pari a circa il 7,9%, quella di CO pari a circa il 26,5%, quella di CH₄ pari al 1,3% e quella di CO₂ pari a circa 5,7% per un rapporto CO/CO₂ pari a 4,6 kg_{CO}/kg_{CO2} ed un rapporto H₂/CO pari a 0,30 kg_{H2}/kg_{CO}. Durante la fase di funzionamento è stata registrata una concentrazione nulla di O₂. Nel primo test sperimentale la portata di syngas calcolata mediante il bilancio Azoto ha restituito un valore medio di circa 767,86 kg/h.

Di seguito riportiamo i dati complessivi del processo di gassificazione in termini di composizione e portata del syngas e combustibile consumato.

Di seguito riportiamo:

- in Tabella 17 le concentrazioni medie % (dry base) del Syngas ottenute dall'elaborazione dei dati ABB;
- in Tabella 18 le caratteristiche chimiche del gas ottenuto;
- in Tabella 19 le caratteristiche operative del gassificatore registrate durante il test.

Tabella 17. Concentrazioni medie % del syngas (Dry Base) da ABB (DJ001) del 30/05 - 01/06/2017

CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ S	O ₂	N ₂
1,2867	26,4501	5,7322	7,9424	0,0000	0,2075	58,3812

Tabella 18. Riepilogo delle caratteristiche del gas ottenuto del 30/05 - 01/06/2017

Pressione	Bar	1,0210
Temperatura	°C	176,2000
Temperatura	K	449,35
Hi syngas	[MJ/kg]	3,886
Qgc	%	35,6791
MM mix	kg/kmol	26,71
Rmix	J/(kg*K)	311,328
Cp	kJ/(kg*K)	1,141
Cv	kJ/(kg*K)	0,829
k	adm	1,375
v	m ³ /kg	1,352
Densità	kg/m ³	0,740
Densità N	kg/m ³	1,19

Tabella 19. Caratteristiche operative del gassificatore del 30/05 - 01/06/2017

Portata Volumetrica di syngas misurata dall'FT001	m ³ /h	609,3000
Massa di syngas corretta (da densità normale)	kg/h	450,60
Massa di syngas da bilancio N ₂	kg/h	767,86
Errore del misuratore FT001	%	41,32
Massa di combustibile (umida)	Kg/h	191,6000
Massa di combustibile (secca)	Kg/h	164,0288
Hi ₀ C55 (Potere Calorifico del combustibile sul secco)	MJ/kg	20,000
Massa aria	kg/h	623,6000
Rendimento di Gas Freddo	adm	90,96
Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato)	MJ/Nm ³	4,63
Produzione volumetrica di Syngas	Nm ³ /h	644,44
Ore sperimentazione	h	48,0000
ER	adm	0,617

Tabella 20. Analisi di laboratorio relative agli scarichi: SC1 - 30/05 18:40, SC2 - 31/05 00:50, SC3 - 31/05 07:30, SC4 - 31/05 13:15, SC5 - 31/05 19:15, SC6 - 01/06 02:15, SC7 - 01/06 FIN

Sample Name	Moisture %	Volatile %	Ash %	Fixed Carbon %
SC1	0,37	15,66	76,02	7,96
SC2	0,14	13,08	87,59	0,00
SC3	0,34	11,22	89,54	0,00
SC4	0,13	9,45	90,94	0,00
SC5	0,14	11,50	88,82	0,00
SC6	0,22	10,07	91,01	0,00
SC7	9,08	92,06	0,00	0,00

Il campionamento SC1 (Tabella 20) è stato effettuato nella fase di start-up del gassificatore, e denota l'ottimo funzionamento del reattore, poiché il Carbonio Fisso (FC) è su percentuali inferiori al 10%. L'analisi del carbonio fisso contenuto negli scarichi del gassificatore evidenzia un ottimo andamento del processo di gassificazione, come si evince dalla Tabella 20.

I tre parametri fondamentali che caratterizzano la sperimentazione sono i seguenti:

- Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato), pari a 4,630 MJ/Nm³;
- Rendimento di Gas Freddo, pari al 90,9 % (da verificare)
- Produzione volumetrica di Syngas pari a 644,4,3 Nm³/h.

I risultati ottenuti sono soddisfacenti, in quanto il rendimento di gas freddo è pari al 90%

Durante il test sperimentale sono stati analizzati i valori di PH sul circuito di ricircolo dello Scrubber.

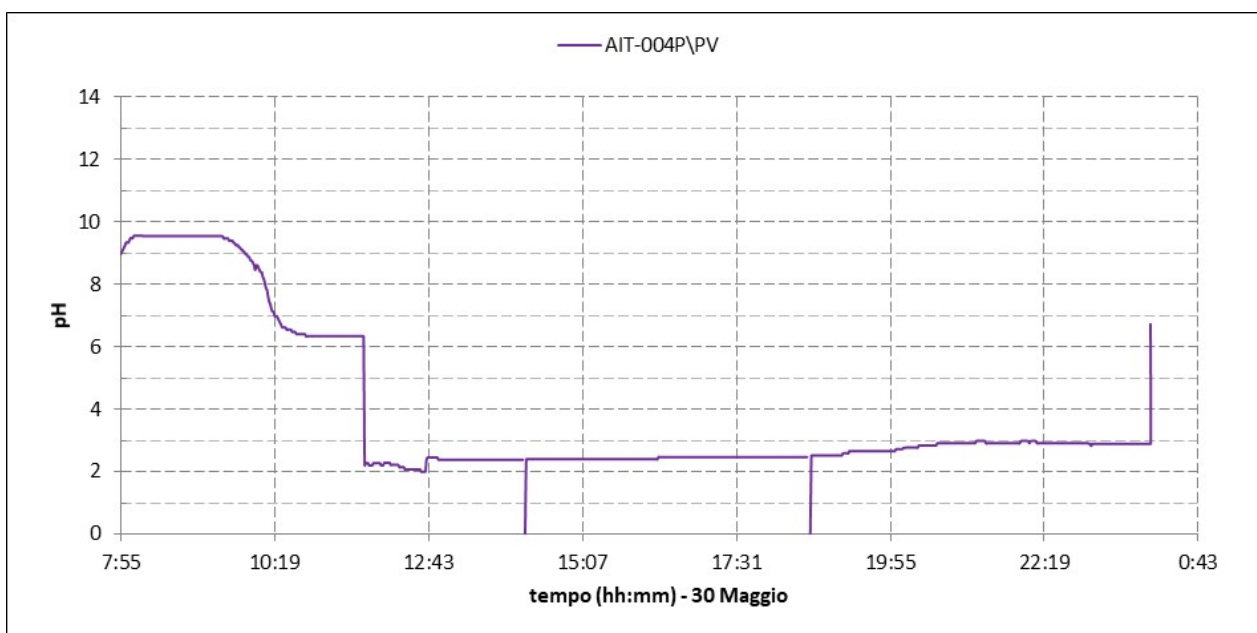


Figura 39. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (30 Maggio 2017)

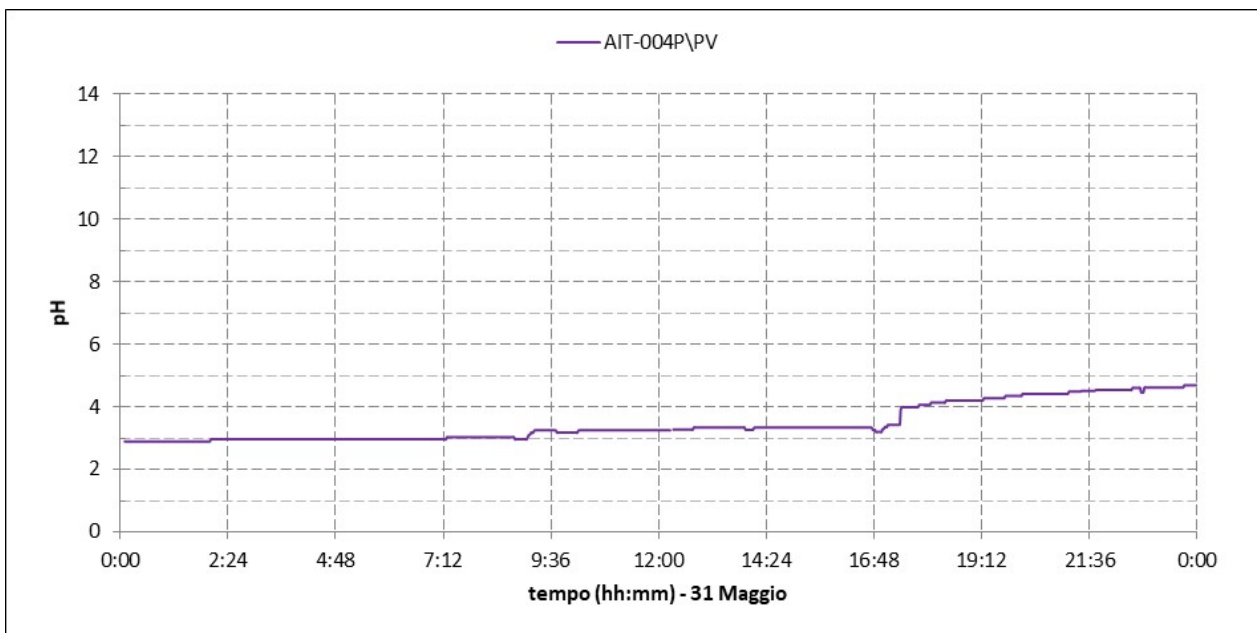


Figura 40. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (31 Maggio 2017)

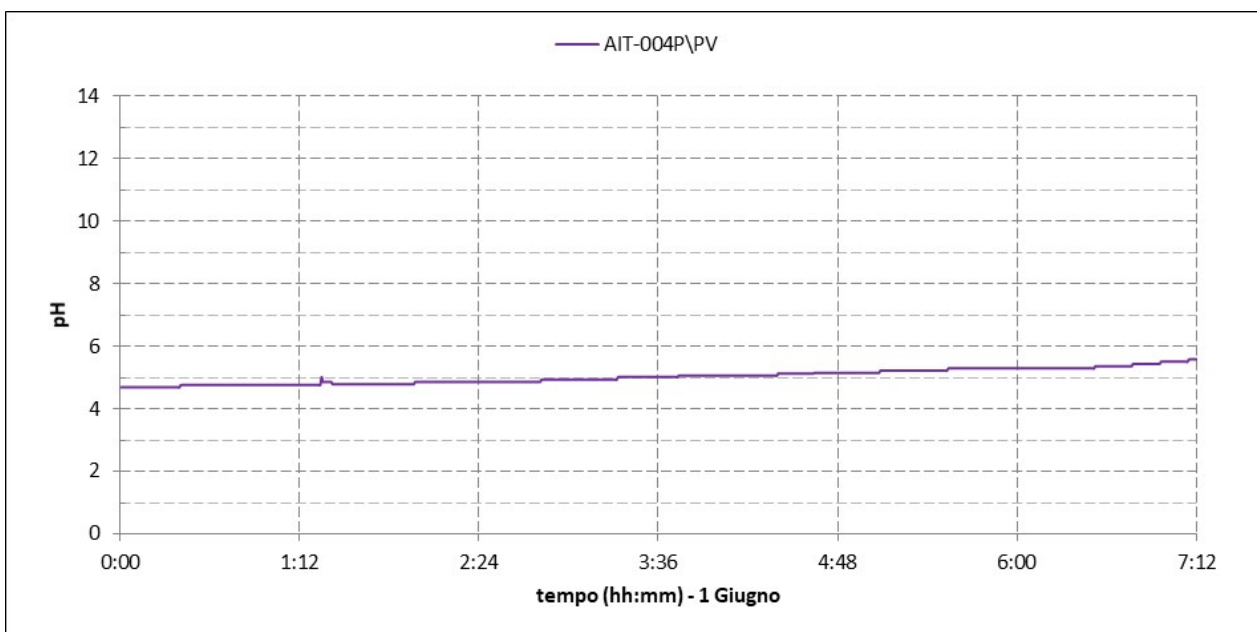


Figura 41. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (1 Giugno 2017)

Durante Tale test il valore del pH si è stabilizzato a circa 2 - 3 senza l'invio di soda per poi aumentare a causa dell'invio di soda effettuato con lo scopo di effettuare delle verifiche sui diversi campioni.

5.4 Analisi dati sperimentali ottenuti dai test di gassificazione del 25-28/07/2017

Nel corso della prova sperimentale del 25-28/07/2017 (72 ore), sono stati gassificati mediamente 250,25 kg/h di combustibile (C55), con potere calorifico inferiore sul tal quale pari 16,8 MJ/kg.

La portata di aria utilizzata, si è attestata sui 639,8 kg/h nei periodi di regime del gassificatore. Il vapore è stato utilizzato unicamente per il raffreddamento costante della griglia di scarico ceneri. La figura 42 riporta i profili di temperatura all'interno del reattore rispetto alle altezze del gassificatore in tempi diversi della prova, circa ogni 8 ore a partire da quando il gassificatore è entrato a "regime". I dati di temperatura sono stati prelevati dalla fila Sud Est dove si è sviluppata la reazione di gassificazione in modo preponderante.

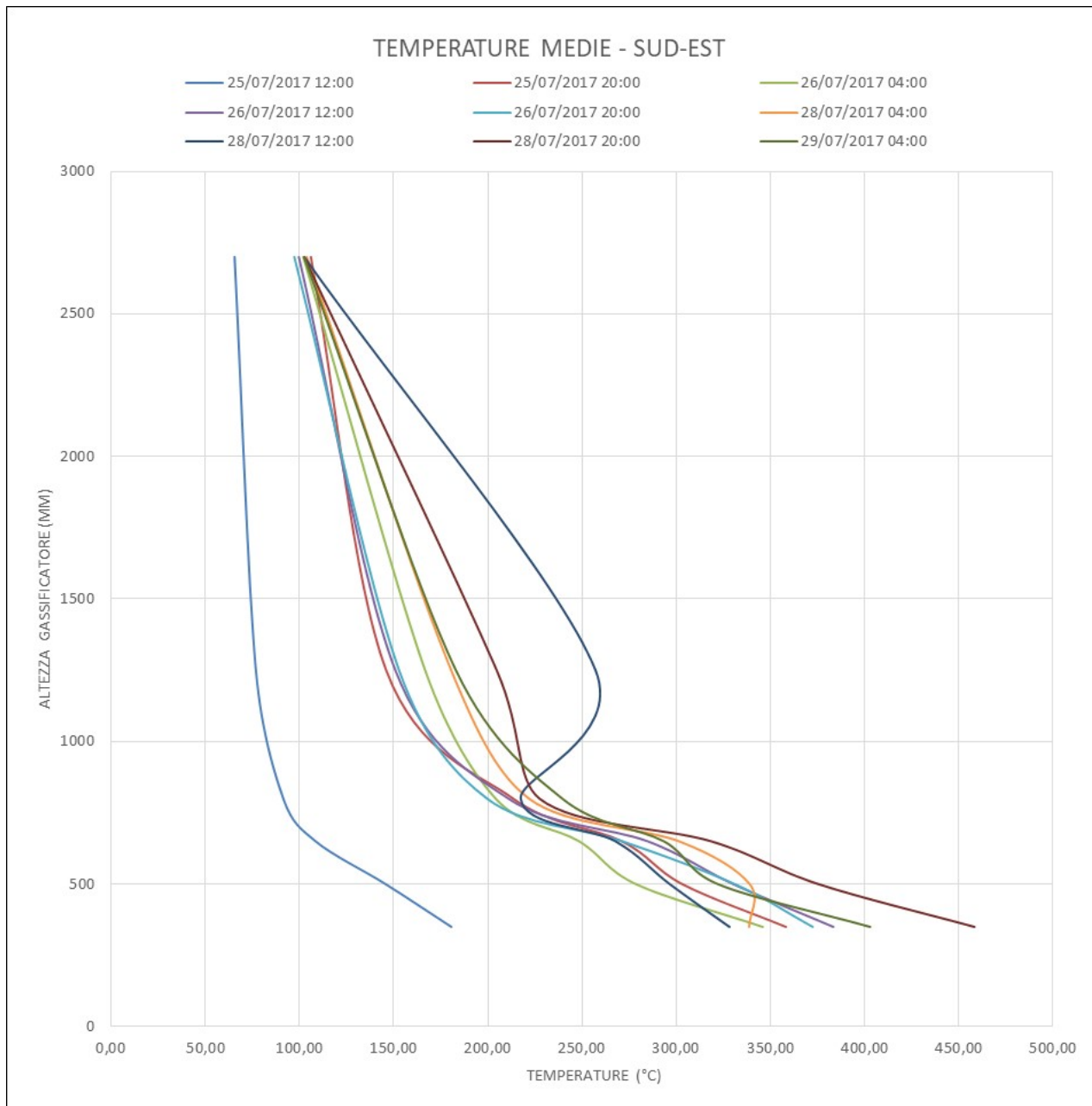


Figura 42. Profilo di temperatura all'interno del gassificatore durante le prove di gassificazione del 25-28/07/2017 (Fila Sud Est)

Le figure 43 e 44 mostrano l'andamento nel tempo delle concentrazioni medie, nel syngas grezzo, delle principali specie gassose: H₂, CO e CO₂ e CH₄ sulle prese di campionamento DJ001P e le medie orarie calcolate ogni 8 ore.

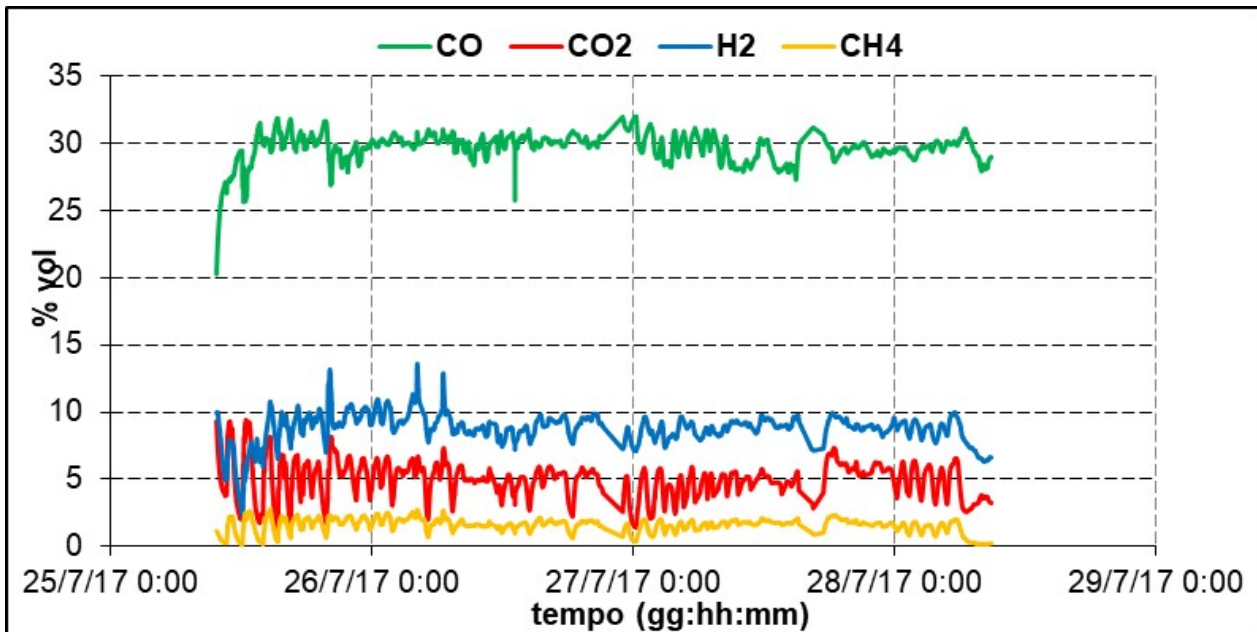


Figura 43. Andamento nel tempo della composizione del syngas grezzo DJ001P del 25-28/07/2017

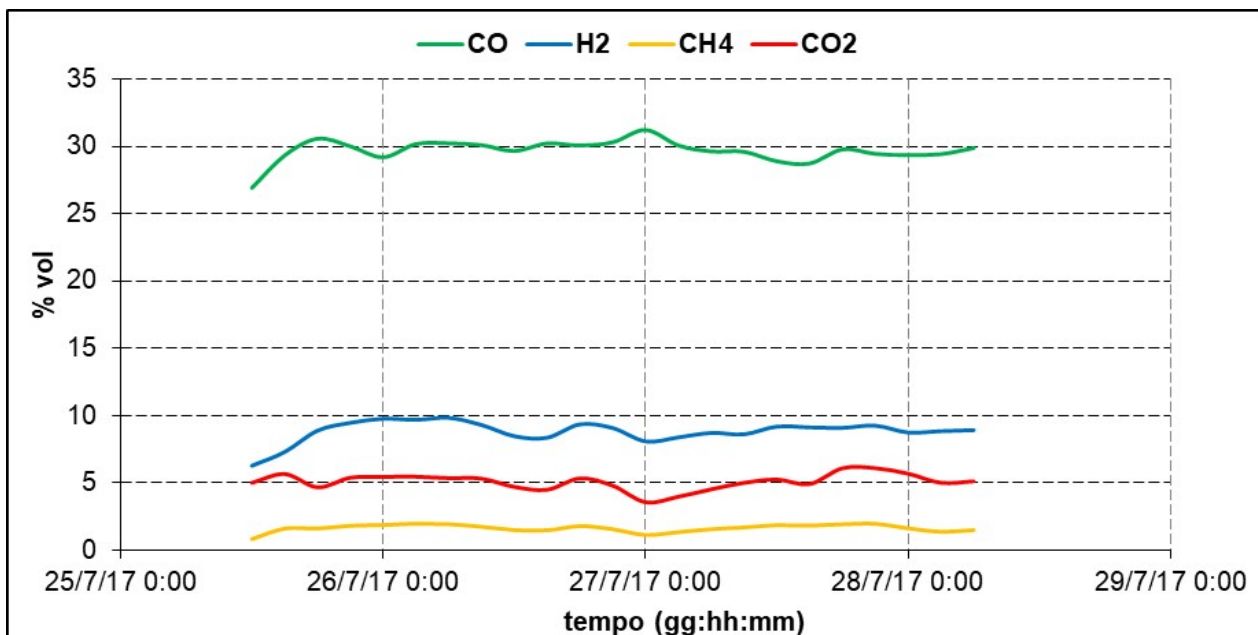


Figura 44. Andamento delle concentrazioni medie per la composizione del syngas alla presa di campionamento DJ001P (ABB) del 25-28/07/2017

Dal momento in cui il sistema raggiunge le condizioni di funzionamento a regime, la concentrazione media di H₂ risulta pari a circa il 8,9%, quella di CO pari a circa il 29,8%, quella di CH₄ pari al 1,6% e quella di CO₂ pari a circa 5,1% per un rapporto CO/CO₂ pari a 5,8 kg_{CO}/kg_{CO2} ed un rapporto H₂/CO pari a 0,30 kg_{H2}/kg_{CO}. Durante la fase di funzionamento è stata registrata una concentrazione nulla di O₂. Nel primo test sperimentale la portata di syngas calcolata mediante il bilancio Azoto ha restituito un valore medio di circa 834,68 kg/h.

Di seguito riportiamo in Tabella 21, Tabella 22, Tabella 23 dati complessivi del processo di gassificazione in termini di composizione e portata del syngas e combustibile consumato.

Tabella 21. Concentrazioni medie % (Dry Base) del syngas da ABB (DJ001) 25-28/07/2017

CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ S	O ₂	N ₂
1,6812	29,8061	5,0875	8,9335	0,0000	0,2293	54,2623

Tabella 22. Riepilogo delle caratteristiche del gas ottenuto 25-28/07/2017

Pressione	Bar	1,0140
Temperatura	°C	136,4500
Temperatura	K	409,6
Hi syngas	[MJ/kg]	4,516
Qgc	%	40,4209
MM mix	kg/kmol	26,30
Rmix	J/(kg*K)	316,150
Cp	kJ/(kg*K)	1,147
Cv	kJ/(kg*K)	0,831
k	adm	1,380
v	m ³ /kg	1,260
Densità	kg/m ³	0,793
Densità N	kg/m ³	1,17

Tabella 23. Caratteristiche operative del gassificatore 25-28/07/2017

Portata Volumetrica di syngas misurata dall'FT001	m ³ /h	661,1400
Massa di syngas corretta (da densità normale)	kg/h	524,53
Massa di syngas da bilancio N ₂	kg/h	834,68
Errore del misuratore FT001	%	37,16
Massa di combustibile (umida)	Kg/h	250,2500
Massa di combustibile (secca)	Kg/h	232,7325
Hi ₀ C55 (Potere Calorifico del combustibile sul secco)	MJ/kg	20,000
Massa aria	kg/h	639,8000
Rendimento di Gas Freddo	adm	80,98
Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato)	MJ/Nm ³	5,30
Produzione volumetrica di Syngas	Nm ³ /h	711,37
Ore sperimentazione	h	72,0000
ER	adm	0,496

Tabella 24. Analisi di laboratorio relative agli scarichi: SC1 – 25/07 ore 18:15, SC2 – 26/07 ore 09:30, SC3 – 26/07 ore 15:30, SC4 – 21/04 ore 21:30, SC6 – 27/07 ore 20:30, SC8 – 28/07 ore 02:30

Sample Name	Moisture %	Volatile %	Ash %	Fixed Carbon %
SC1	0,10	15,22	86,68	0,00
SC2	0,06	17,14	90,16	0,00
SC3	0,05	12,83	90,68	0,00
SC4	0,08	14,71	90,33	0,00
SC6	0,09	11,88	91,10	0,00
SC8	0,06	13,51	92,49	0,00

L'analisi del carbonio fisso contenuto negli scarichi del gassificatore (Tabella 24) evidenzia un ottimo andamento del processo di gassificazione, come si evince dalla Tabella 24.

La fase di start up del gassificatore è stata, in questo specifico avviamento, più rapida di quanto constatato solitamente (2 ore contro le 4 usualmente verificate). Durante il presente test il gassificatore ha avuto delle prestazioni molto elevate (Rendimento di gas freddo pari a circa l'80% ed elevata portata di syngas prodotta), dovute a:

- Regimi termici elevati e omogenei all'interno del reattore;
- Miglioramento del funzionamento del sistema di caricamento e alimentazione del reattore;
- Variazione della gestione del gassificatore, soprattutto in relazione alle pressioni registrate allo scarico del reattore.

I tre parametri fondamentali che caratterizzano la sperimentazione sono i seguenti:

- Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato), pari a 5,300 MJ/Nm³;
- Rendimento di Gas Freddo, pari al 80,9 % (da verificare)
- Produzione volumetrica di Syngas pari a 711,4 Nm³/h.

Durante il test sperimentale sono stati analizzati i valori di pH sul circuito Scrubber.

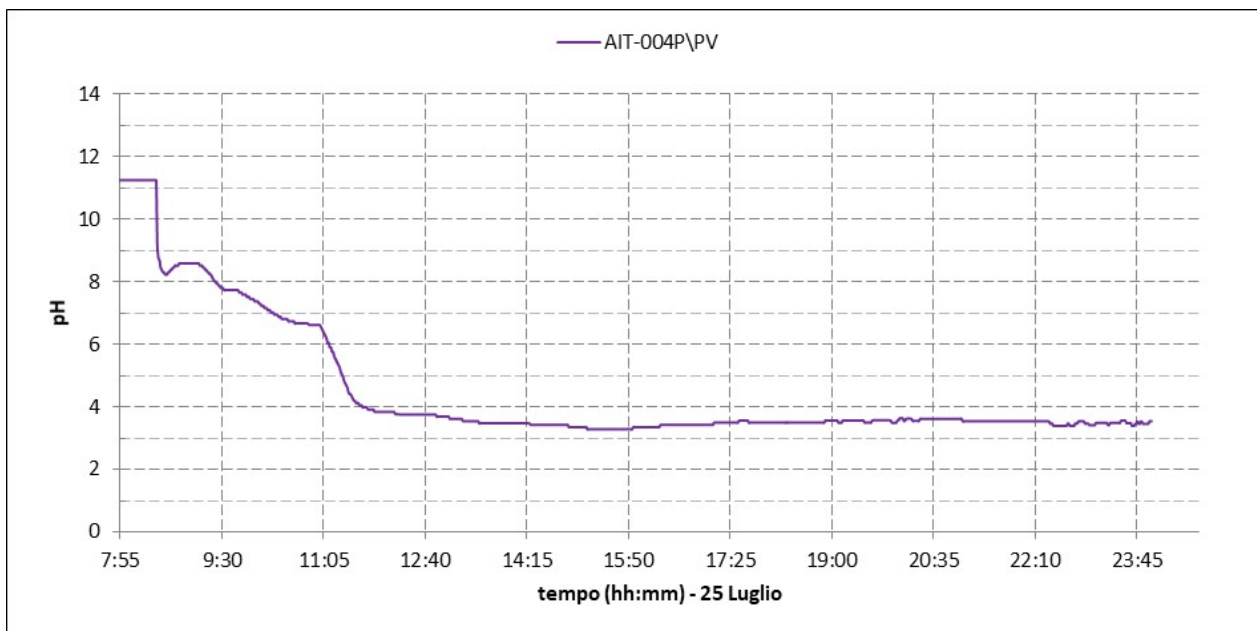


Figura 45. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (25 Luglio 2017)

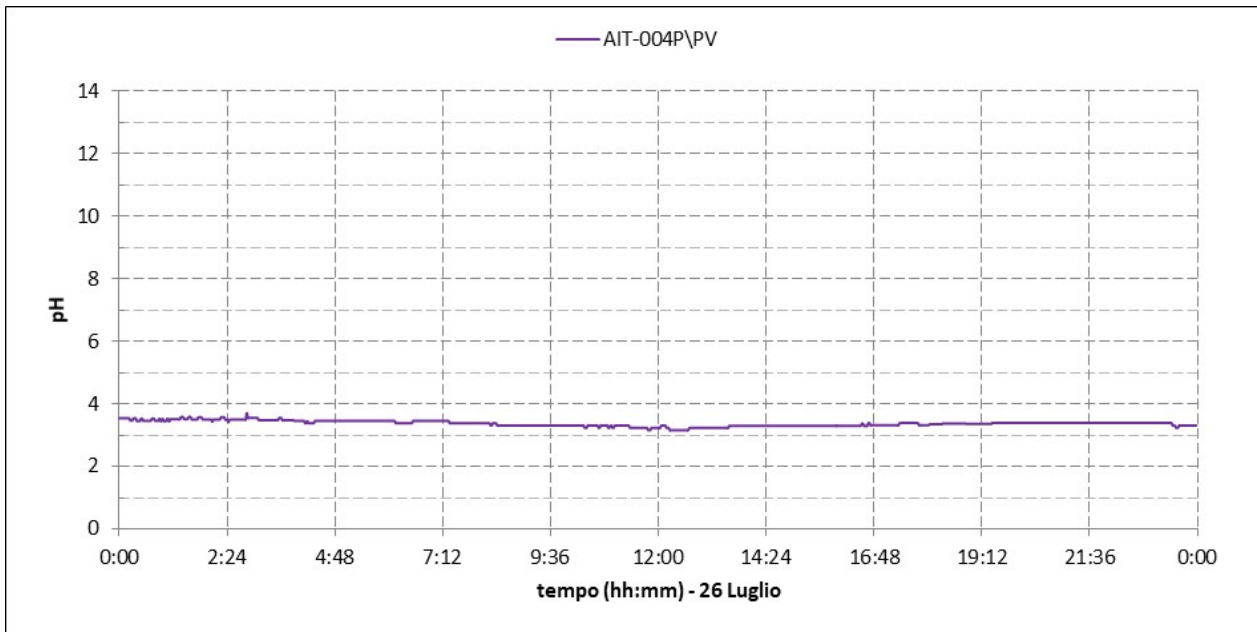


Figura 46. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (26 Luglio 2017)

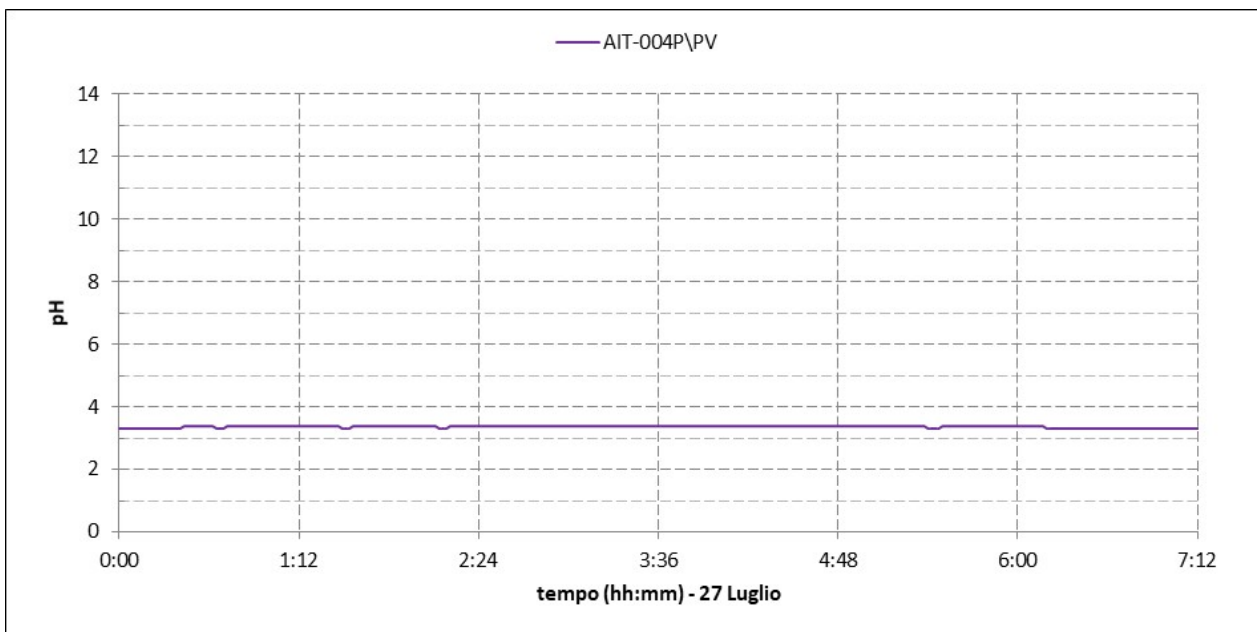


Figura 47. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (27 Luglio 2017)

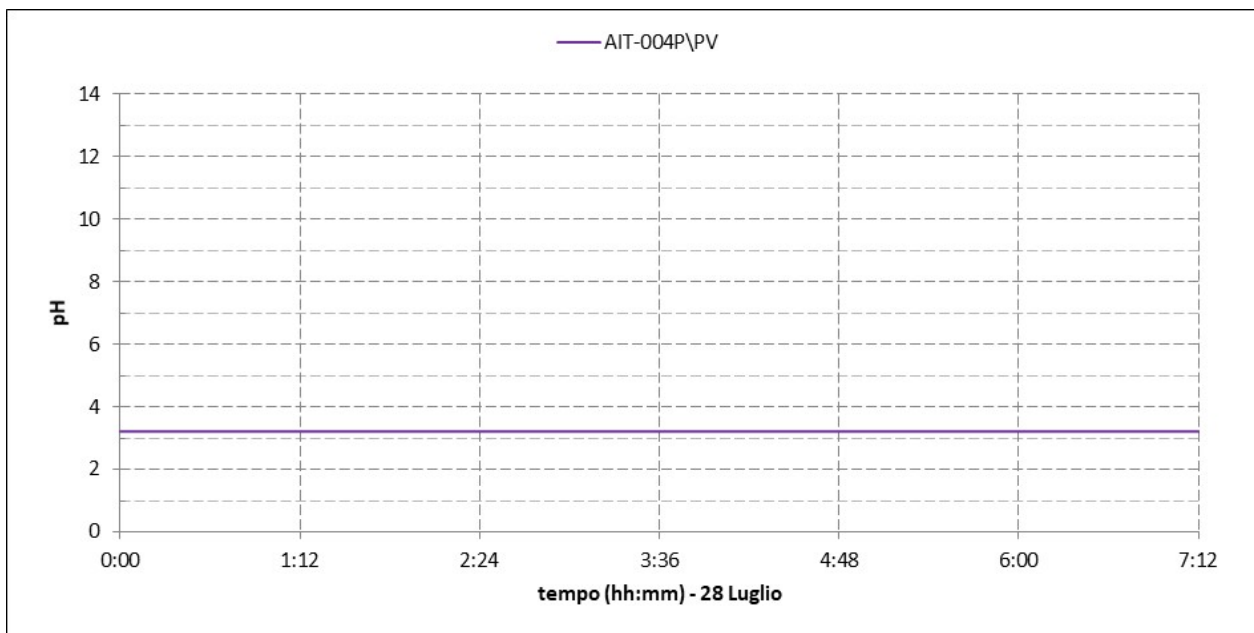


Figura 48. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (28 Luglio 2017)

Durante il test sperimentale il pH si è portato al valore di circa 3 e si è mantenuto costante per tutto il test, effettuato senza l'invio di soda.

Durante il test è stata verificata la concentrazione del TAR sul fondo dello scrubber e i componenti leggeri sono stati convogliati sulla superficie del liquido presente nel tank della guardia grazie alle modifiche descritte in precedenza.

L'effetto macroscopico rilevato durante il funzionamento è stato quello relativo al deposito dei reflui pesanti sul fondo dello Scrubber e la separazione dei composti leggeri convogliati sul pelo libero del Tank della guardia.

5.5 Analisi dati sperimentali ottenuti dai test di gassificazione del 12-15/09/2017

Nel corso della prova sperimentale del 12-15/09/2017 (72 ore), sono stati gassificati mediamente 222,75 kg/h di combustibile (C55), con potere calorifico inferiore sul tal quale pari 16,8 MJ/kg.

La portata di aria utilizzata, si è attestata sui 624,2 kg/h nei periodi di regime del gassificatore. Il vapore è stato utilizzato unicamente per il raffreddamento costante della griglia di scarico ceneri. La figura 49 riporta i profili di temperatura all'interno del reattore rispetto alle altezze del gassificatore in tempi diversi della prova, circa ogni 8 ore a partire da quando il gassificatore è entrato a "regime". I dati di temperatura sono stati prelevati dalla fila Sud dove si è sviluppata la reazione di gassificazione in modo preponderante.

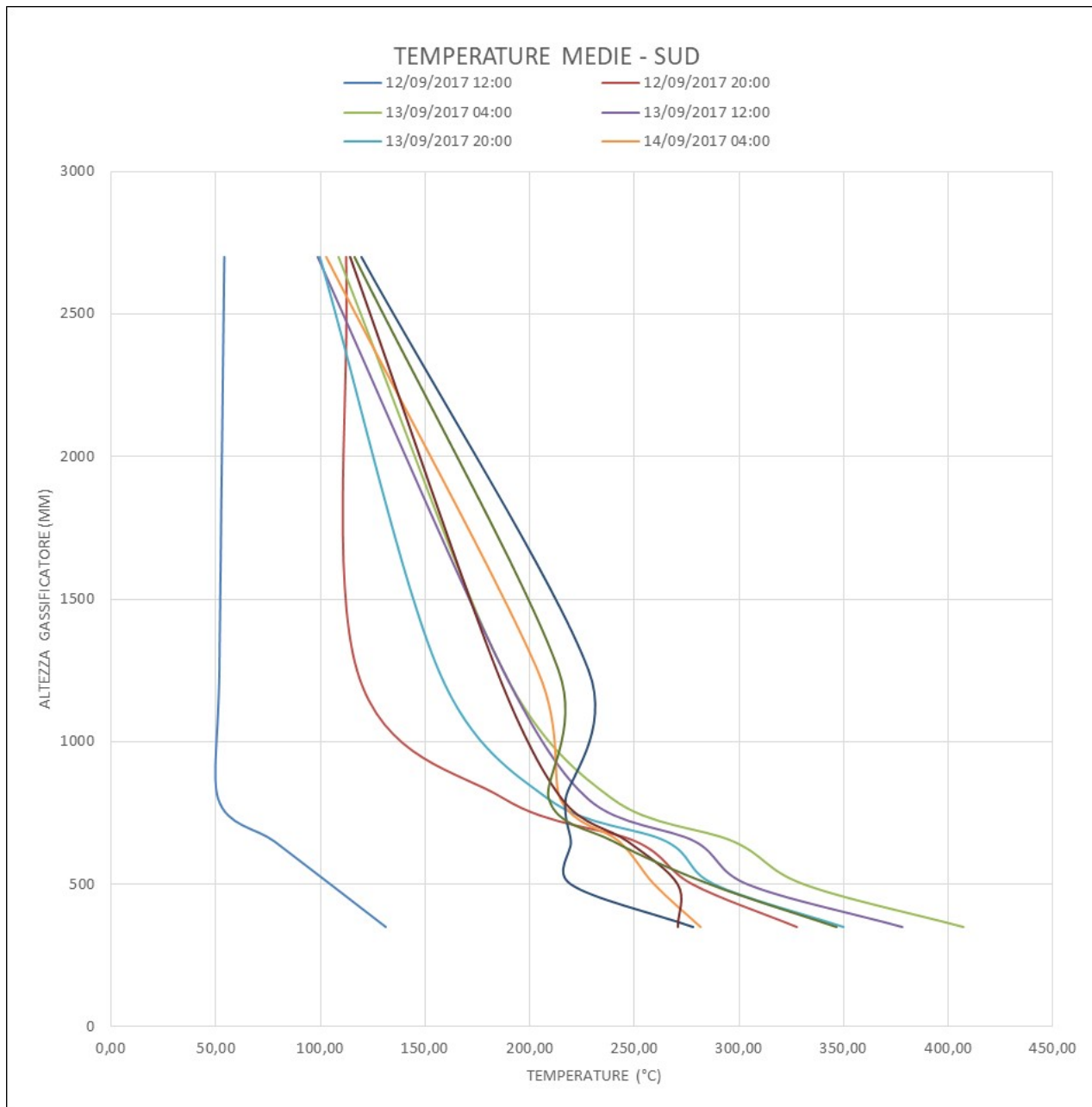


Figura 49. Profilo di temperatura all'interno del gassificatore durante le prove di gassificazione del 12-15/09/2017 (Fila Sud Est)

Le figure 50 e 51 mostrano l'andamento nel tempo delle concentrazioni medie, nel Syngas grezzo, delle principali specie gassose: H₂, CO e CO₂ e CH₄ sulle prese di campionamento DJ001P e le medie orarie calcolate ogni 8 ore.

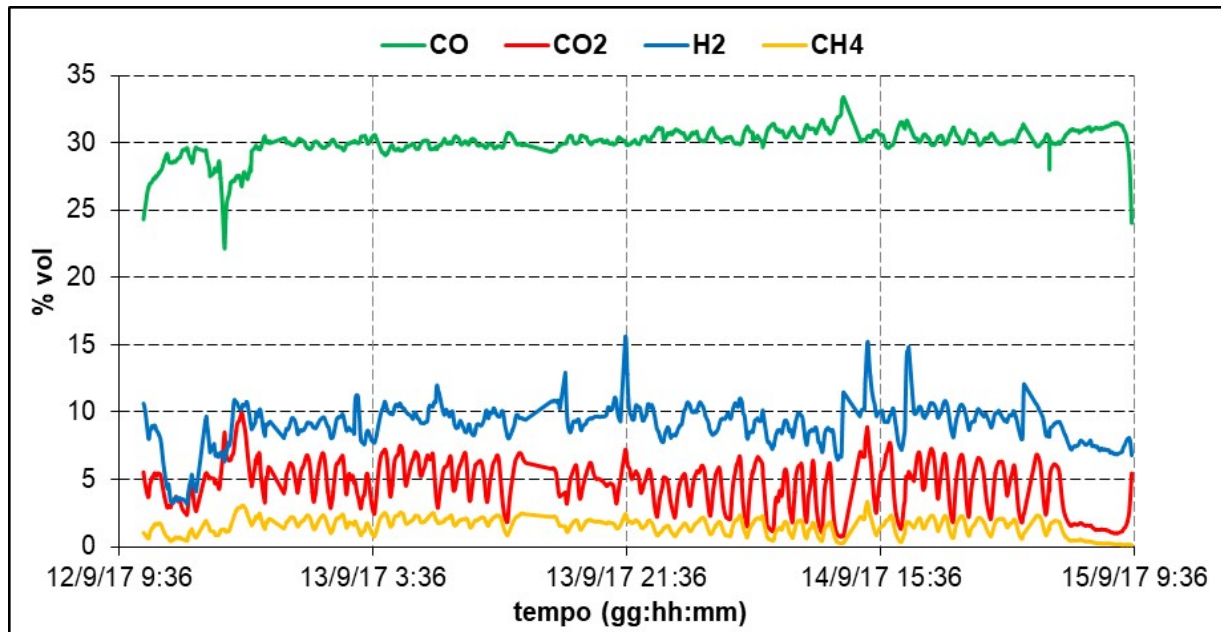


Figura 50. Andamento nel tempo della composizione del syngas grezzo DJ001P del 25-28/07/2017

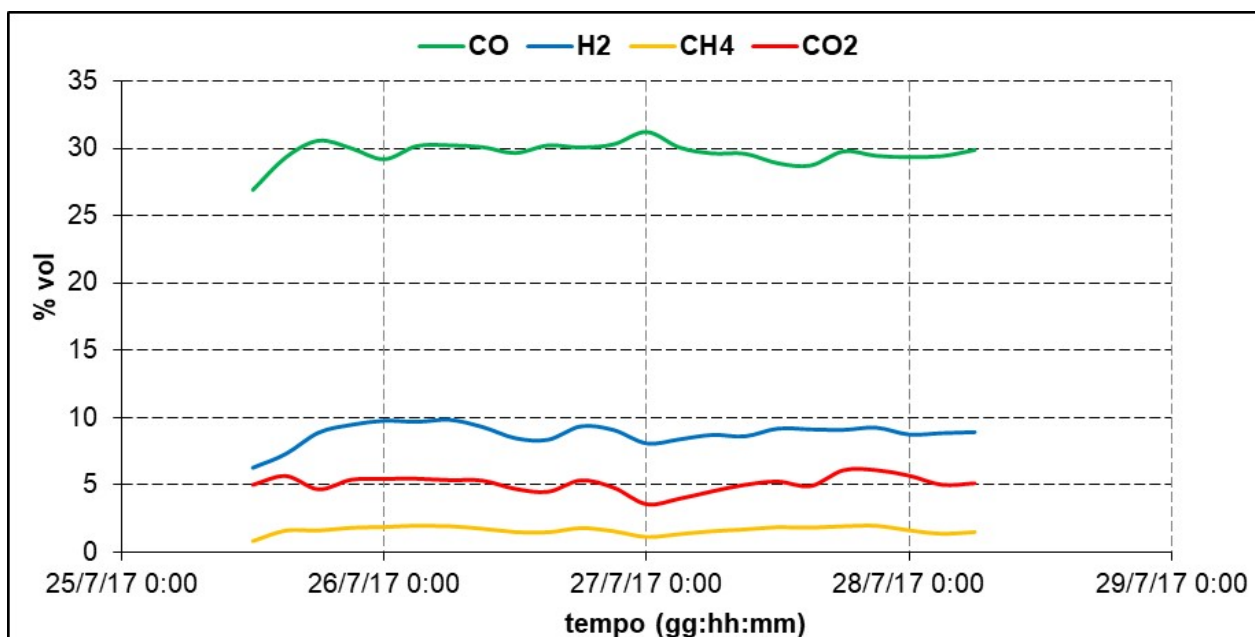


Figura 51. Andamento delle concentrazioni medie per la composizione del syngas alla presa di campionamento DJ001P (ABB) del 12-15/09/2017

Dal momento in cui il sistema raggiunge le condizioni di funzionamento a regime, la concentrazione media di H₂ risulta pari a circa il 9,2%, quella di CO pari a circa il 30,0%, quella di CH₄ pari al 1,6% e quella di CO₂ pari a circa 4,9% per un rapporto CO/CO₂ pari a 6,1 kg_{CO}/kg_{CO₂} ed un rapporto H₂/CO pari a 0,31 kg_{H₂}/kg_{CO}. Durante la fase di funzionamento è stata registrata una concentrazione nulla di O₂. Nel primo test sperimentale la portata di syngas calcolata mediante il bilancio Azoto ha restituito un valore medio di circa 814,70 kg/h.

Di seguito riportiamo nella Tabella 25, Tabella 26 e Tabella 27 i dati complessivi del processo di gassificazione in termini di composizione e portata del syngas e combustibile consumato.

Tabella 25. Concentrazioni medie % del syngas da ABB (DJ001) del 12-15/09/2017

CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ S	O ₂	N ₂
1,6376	29,9714	4,9308	9,2068	0,0000	0,2053	54,0480

Tabella 26. Riepilogo delle caratteristiche del gas ottenuto del 12-15/09/2017

Pressione	Bar	1,0045
Temperatura	°C	105,4169
Temperatura	K	378,5669432
Hi syngas	[MJ/kg]	4,561
Qgc	%	40,8158
MM mix	kg/kmol	26,21
Rmix	J/(kg*K)	317,258
Cp	kJ/(kg*K)	1,145
Cv	kJ/(kg*K)	0,827
k	adm	1,383
v	m ³ /kg	1,180
Densità	kg/m ³	0,847
Densità N	kg/m ³	1,145

Tabella 27. Caratteristiche operative del gassificatore del 12-15/09/2017

Portata Volumetrica di syngas misurata dall'FT001	m ³ /h	636,83
Massa di syngas corretta (da densità normale)	kg/h	539,68
Massa di syngas da bilancio N ₂	kg/h	814,70
Errore del misuratore FT001	%	33,76
Massa di combustibile (umida)	kg/h	250,0000
Massa di combustibile (secca)	kg/h	232,5000
Hi ₀ C55 (Potere Calorifico del combustibile sul secco)	MJ/kg	20,000
Massa aria	kg/h	624,20
Rendimento di Gas Freddo	adm	79,92
Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato)	MJ/Nm ³	5,33
Produzione volumetrica di Syngas	Nm ³ /h	696,78
Ore sperimentazione	h	96,00
ER	adm	0,488

I tre parametri fondamentali che caratterizzano la sperimentazione sono i seguenti:

- Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato), pari a 5,33 MJ/Nm³;
- Rendimento di Gas Freddo, pari al 79,9 % (da verificare)
- Produzione volumetrica di Syngas pari a 696,8 Nm³/h.

Le prestazioni operative denotano un'ottima tendenza dell'impianto a lavorare con una produzione di syngas a medio-alto potere calorifico (5,33 MJ/Nm³), in condizioni di alimentazione costante in batch e con scarichi regolarizzati sin dalla fase di start-up dell'impianto.

Tabella 28. Analisi di laboratorio relative agli scarichi: SC2 del 12/09 ore 19:20, SC4 del 13/09 ore 07:15, SC6 del 13/09 ore 21:15, SC8 del 14/09 ore 09:38, SC10 del 14/09 ore 21:30

Sample Name	Moisture %	Volatile %	Ash %	Fixed Carbon %
SC2	0,525	17,785	70,795	0,00
SC4	0	9,59	90,41	0,00
SC6	0,09	12,325	86,41	0,00
SC8	0,08	9,51	88,67	0,00
SC10	0,07	10,64	91,82	0,00

L'analisi del carbonio fisso contenuto negli scarichi del gassificatore (Tabella 28) evidenzia un ottimo andamento del processo di gassificazione, come si evince dalla Tabella 28.

Durante il test sperimentale sono stati analizzati i valori di PH sul circuito Scrubber.

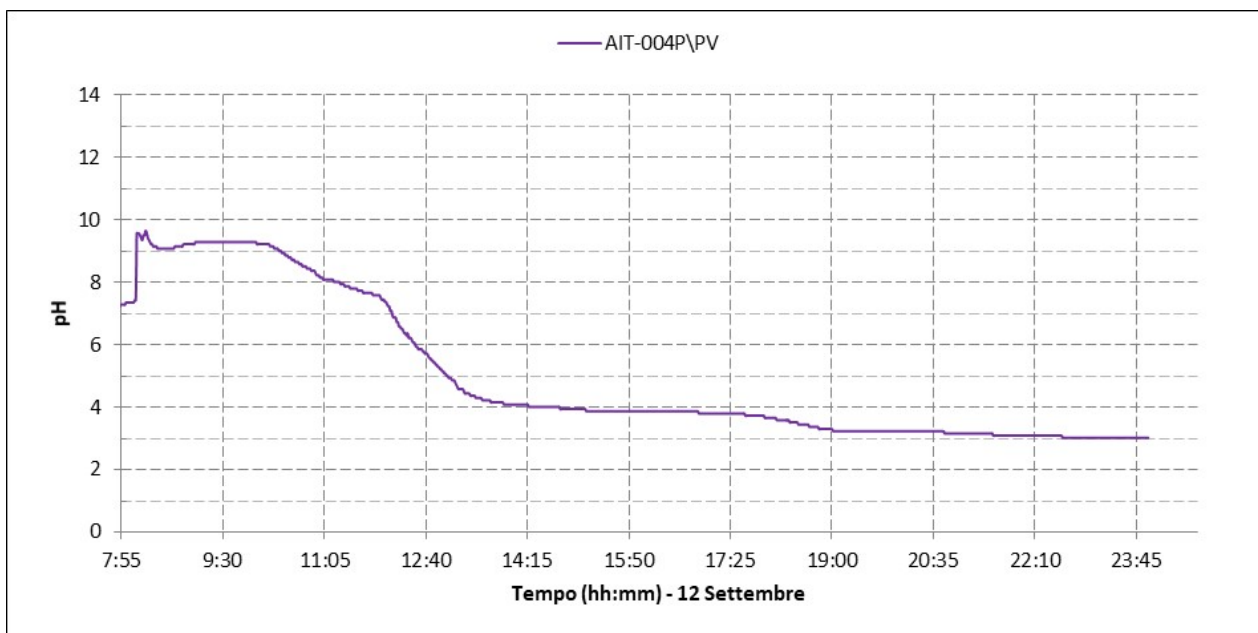


Figura 52. Andamento del pH sul circuito di riciclo dello scrubber (12 Settembre 2017)

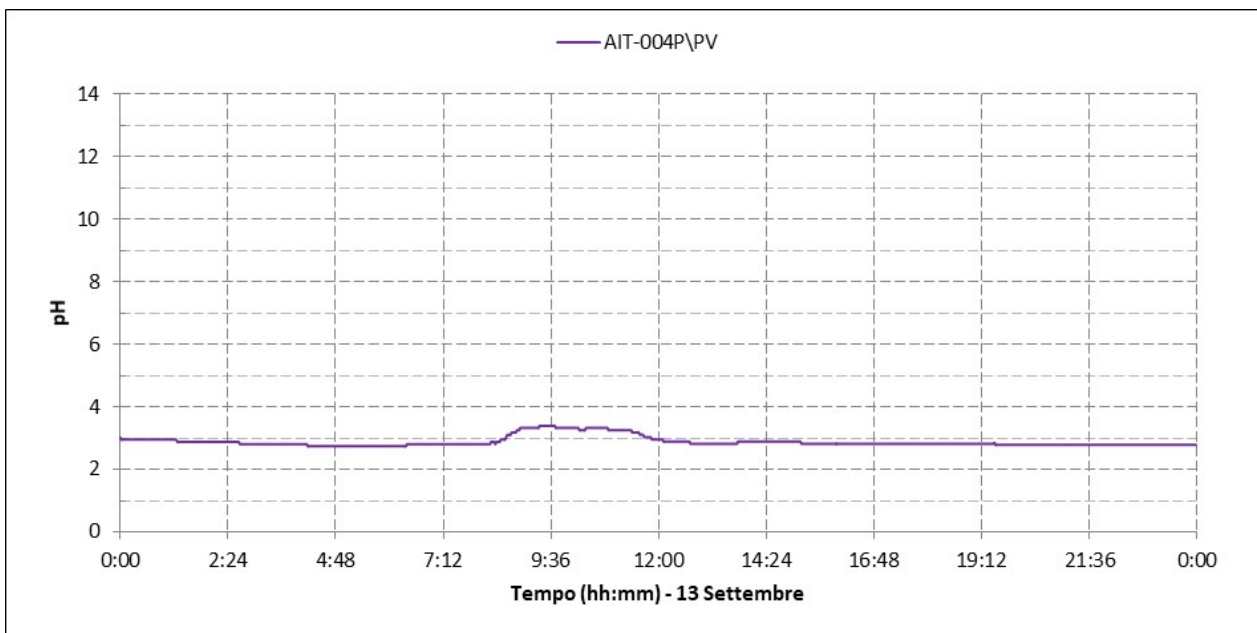


Figura 53. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (13 Settembre 2017)

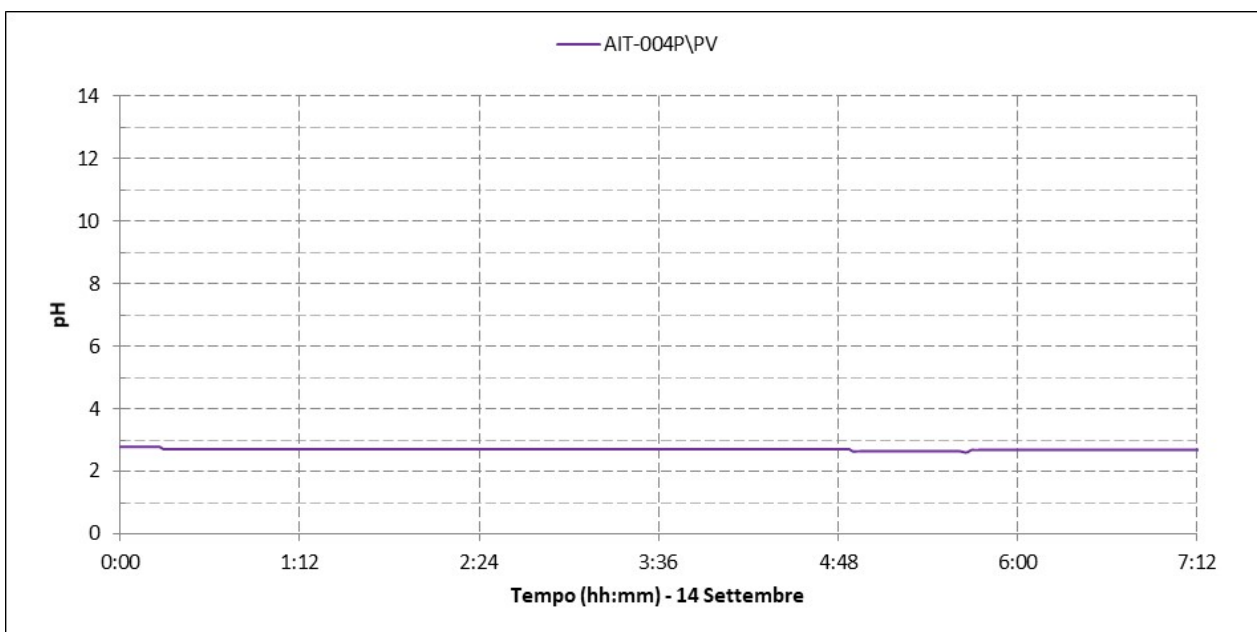


Figura 54. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (14 Settembre 2017)

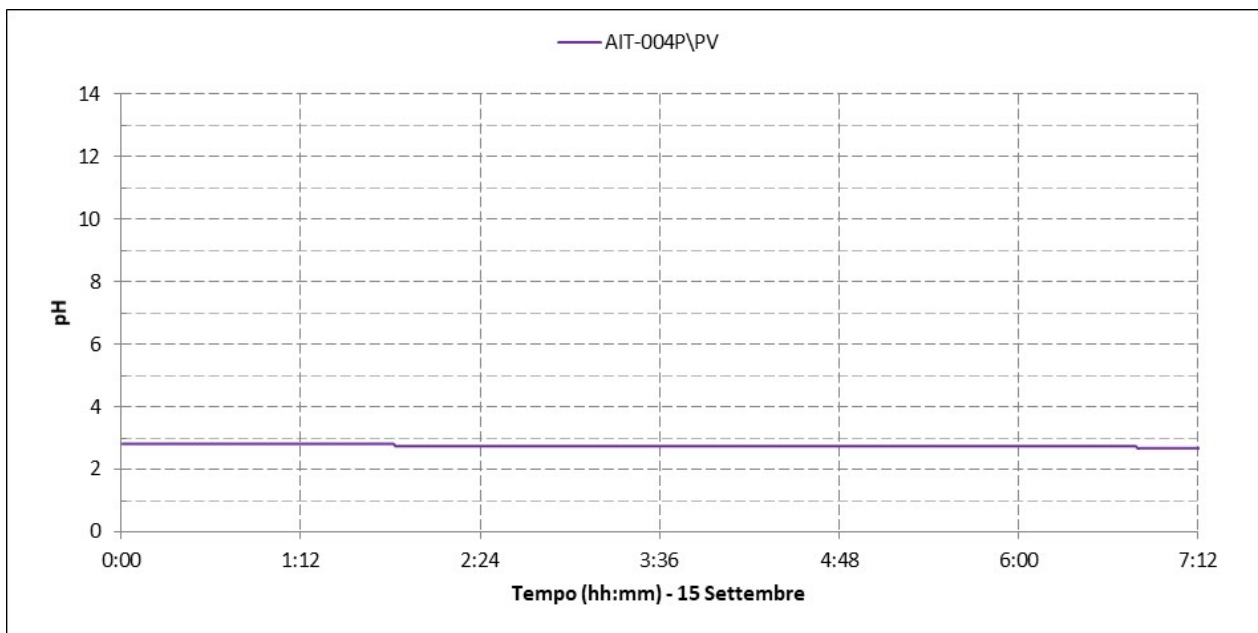


Figura 55. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (15 Settembre 2017)

Durante il test sperimentale sono stati confermati i dati e le conclusioni verificate nel precedente test di Luglio 2017.

6 Conclusioni

Durante il corso dell'annualità corrente si è proceduto a testare l'unità ed il processo di gassificazione dell'impianto dimostrativo Sotacarbo effettuando modifiche sostanziali sul sistema di Clean-up del syngas; tale attività segue gli obiettivi dell'annualità in corso:

- Implementazione dei sistemi di misura dei principali parametri di processo, integrando la strumentazione esistente con della sensoristica addizionale in modo da migliorarne il controllo del processo.
- Modifiche al sistema di abbattimento degli inquinanti presenti nel syngas, migliorando quello già presente (scrubber) e inserendo nuova componentistica con l'obiettivo di aumentare l'efficienza di lavaggio e di ridurre il volume dei reflui da mandare a smaltimento.
- Modifiche al sistema di trattamento delle acque reflue provenienti dal sistema di pulizia del syngas e caratterizzazione dei fanghi reflui così concentrati da inviare a smaltimento.

Sono stati effettuati diversi test sperimentali durante i quali si è cercato di mantenere le condizioni di funzionamento costanti, al fine di avere dei parametri di processo ripetuti atti ad analizzare in maniera univoca il funzionamento del sistema di clean-up e verificare i miglioramenti dovuti alle modifiche effettuate. Sono stati riscontrati dei miglioramenti, soprattutto nei test di Luglio e Settembre, legati al miglioramento delle specifiche di gestione della pressione all'interno del gassificatore.

Riassumiamo di seguito i parametri utilizzati durante i test effettuati durante la presente annualità:

- Combustibile utilizzato C55 (Mix 90% Cippato di Eucaliptus / 10% Carbone Colombiano),
- Portata di aria inviata al gassificatore: ≈ 625 kg/h
- Portata di syngas: ≈ 700 Nm³/h
- Portata media di combustibile: ≈ 250 kg/h
- Rendimento gas freddo: $\approx 80\%$
- Potere calorifico syngas: ≈ 5 MJ/Nm³.

I dati certificano un buon funzionamento del gassificatore in condizioni stazionarie.

Durante la sperimentazione sono state effettuate importanti attività di modifica, fra le quali:

- Inserimento di quattro valvole manuali sui condotti di adduzione del combustibile;
- Modifiche sull'impianto per effettuare il campionamento TAR;
- Inserimento di misuratori di pH sia sui tank che sul ricircolo dell'acqua di lavaggio dello Scrubber;
- Realizzazione di due scolmatori per prelevare i reflui leggeri dal pelo libero dei tank;
- Acquisto e montaggio di un disoleatore e di una vasca di scrematura per i reflui leggeri;
- Progettazione realizzazione e montaggio in un filtro a cippato per il syngas;
- Modifica dei parametri di gestione dello Scrubber in modo da ottenere una variazione di pH da 7 (neutro) a 4 (acido).

Le modifiche effettuate sul Clean-up hanno permesso di convogliare i reflui pesanti sul fondo del tank dello Scrubber e i componenti leggeri sul pelo libero del tank della guardia idraulica; è stata effettuata una prima valutazione delle quantità dei reflui che sarà analizzata meglio nel PAR 2017.

Il sistema di Clean-up è stato modificato attraverso l'installazione dei seguenti componenti:

- il disoleatore,
- la vasca di scrematura
- il filtro a cippato.

Il Sistema di Clean-up è quindi, allo stato dell'arte, un prototipo da testare e migliorare durante i test previsti per il PAR 2017, in modo da rendere il processo di produzione di energia elettrica dal Syngas fattibile dal punto di vista tecnico ed economico.

7 Riferimenti bibliografici

1. *D. Cocco, C. Palomba, P. Puddu (2010). Tecnologie delle energie rinnovabili. Editore S.G.E.*

La Società Sotacarbo - Società Tecnologie Avanzate Low Carbon- 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.