



Ricerca di Sistema elettrico

Attività di modifica e sperimentazione sugli impianti di gassificazione

G.Cali, P.Miraglia, D.Marotto, P.Deiana, C.Bassano, M.Subrizi

ATTIVITÀ DI MODIFICA E SPERIMENTAZIONE SUGLI IMPIANTI DI GASSIFICAZIONE

G.Cali, P.Miraglia, D.Marotto, P.Deiana, C.Bassano, M.Subrizi

Settembre 2018

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico - ENEA
Piano Annuale di Realizzazione 2017

Progetto: Tecnologie e Metodologie 'Low Carbon' e Edifici ad energia quasi Zero (nZEB) - CUP I12F17000070001

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 e utilizzo della CO₂

Sottotema: a.3: Gassificazione e co-gassificazione di biomasse per la produzione di syngas e suo utilizzo per la produzione di energia 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 ad energia quasi zero (nZEB)*"

Responsabile scientifico ENEA: ing. Paolo Deiana

Responsabile scientifico SOTACARBO: ing. Enrico Maggio

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	CARATTERIZZAZIONE DELLE BIOMASSE	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>Misura dell'umidità del cippato sul campo</i>	15
2.3.5	<i>Sistema di campionamento TAR</i>	17
3	PROCEDURE OPERATIVE DEL PROCESSO DI GASSIFICAZIONE.....	19
3.1	VERIFICHE E AVVIAMENTO DELLE APPARECCHIATURE AUSILIARIE.....	19
3.2	FASE DI START-UP	19
3.2.1	<i>Caricamento iniziale del reattore</i>	19
3.2.2	<i>Accensione del letto combustibile</i>	20
3.2.3	<i>Analisi Syngas</i>	20
3.3	FASE OPERATIVA.....	20
3.4	FASE DI SHUT-DOWN	21
4	MODIFICHE DI IMPIANTO ESEGUITE SULL'IMPIANTO DIMOSTRATIVO.....	22
4.1	MODIFICHE MODIFICA DEL CIRCUITO IDRAULICO DEL CLEAN-UP.....	22
4.1.1	<i>Connessione del disoleatore al clean-up</i>	23
4.1.2	<i>Sistema di filtrazione</i>	24
4.2	OTTIMIZZAZIONE DEL FILTRO A CIPPATO	25
5	TEST SPERIMENTALI DI GASSIFICAZIONE.....	25
5.1	ANALISI DATI SPERIMENTALI OTTENUTI DAI TEST DI CO-GASSIFICAZIONE DEL 21-23/02/18	26
5.2	ANALISI DATI SPERIMENTALI OTTENUTI DAI TEST DI GASSIFICAZIONE DEL 17-20/04/2018	31
5.3	ANALISI DATI SPERIMENTALI OTTENUTI DAI TEST DI GASSIFICAZIONE DEL 22-25/05/2018	36
5.4	ANALISI DATI SPERIMENTALI OTTENUTI DAI TEST DI GASSIFICAZIONE DEL 25-29/06/2018	42
5.5	ANALISI DATI SPERIMENTALI OTTENUTI DAI TEST DI GASSIFICAZIONE DEL 16-20/07/2018	47
5.6	ANALISI DATI SPERIMENTALI OTTENUTI DAI TEST DI GASSIFICAZIONE DEL 16-20/09/2018	53
5.7	VALUTAZIONE DELLE PRESTAZIONI DEL SISTEMA DI CLEAN-UP	58
6	CONCLUSIONI.....	59
7	RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI.....	60

Sommario

Il presente documento riporta una sintesi dei principali risultati ottenuti nei test di gassificazione effettuati nel corso delle campagne sperimentali sull'Impianto Dimostrativo Sotacarbo nel periodo Febbraio-Settembre 2018. Nel rapporto sono illustrate le prestazioni generali dell'impianto che denotano un progressivo miglioramento legato alle modifiche impiantistiche effettuate nel corso dell'annualità.

I test sperimentali effettuati sono stati sei, tutti orientati alla valutazione dell'impianto esercito con un mix di biomasse legnose (cipresso, pino ed eucalipto) al 90% e di carbone al 10%:

Durante lo svolgimento dei test sperimentali è stata ottimizzata la funzionalità delle varie sezioni dell'impianto in previsione di un suo sviluppo commerciale, esaminando il sistema di Clean-up e la possibilità di un riutilizzo dei reflui prodotti dall'impianto stesso.

Introduzione

I test sperimentali di gassificazione effettuati nel periodo Febbraio-Settembre 2018, hanno consentito 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 rapporto fornisce 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 confronti 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:

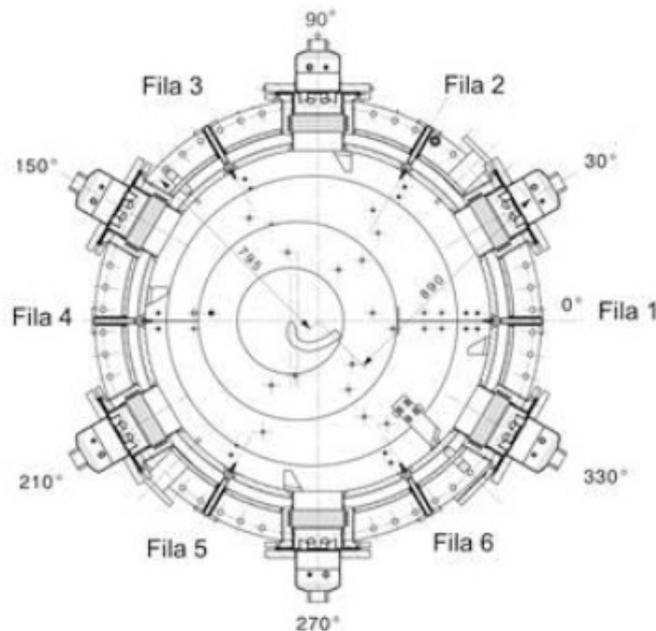


Figura 4. Sezione del gassificatore: posizione degli irradiatorii di accensione

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 che viene poi rinviato ad un sistema di trattamento dei reflui prodotti. 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.



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 Magnox 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 durante questa annualità 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);
- I test sul sistema di clean-up ;
- L'analisi quantitativa e qualitativa dei flussi di materia del clean-up al fine di verificare le modifiche di processo dovute alla modifica dei sottoprodotti uscenti dalla sezione di impianto in questione;
- 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, 72, 96 ore, (escluso lo spegnimento), secondo il seguente calendario:

- 21-23/02/2018;
- 17-20/04/2018;
- 22-25/05/2018;
- 25-29/06/2018;
- 16-20/07/2018;
- 25-28/07/2018.

Nella Tabella 2 sono riportate le durate, in ore effettive di funzionamento (fra accensione e stato di regime del gassificatore), dei test sperimentali effettuati nel 2018; il conteggio orario non tiene conto dello spegnimento dell'impianto (della durata di circa 6 ore per ciascun test).

Tabella 2. Test sperimentali con biomasse per l'anno 2018

<i>Data</i>	<i>Obiettivo principale</i>	<i>Sperimentazione (ore)</i>	<i>Totale ore (Compreso spegnimento)</i>
21-23/02/2018	Gassificazione biomasse-carbone (90%-10%)	48	54
17-20/04/2018	Gassificazione biomasse-carbone (90%-10%)	72	78
22-25/05/2018	Gassificazione biomasse-carbone (90%-10%)	72	78
25-29/06/2018	Gassificazione biomasse-carbone (90%-10%)	96	102
16-20/07/2018	Gassificazione biomasse-carbone (90%-10%)	96	102
25-28/09/2018	Gassificazione biomasse-carbone (90%-10%)	72	78
	Totale (escluso spegnimento)	456	492

2.2 Combustibili impiegati

Come risulta dalla Tabella 2, i test sperimentali sulla piattaforma pilota sono stati eseguiti con biomasse di diversa qualità, coadiuvate da una percentuale di carbone pari al 10% in peso. Le biomasse utilizzate sono state caratterizzate presso i laboratori Sotacarbo con differenti strumentazioni e metodi di analisi.

In particolare, sulle biomasse, 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 biomasse presso i laboratori Sotacarbo secondo le metodiche descritte nel paragrafo 3.3.

Tabella 3. Caratterizzazione delle biomasse impiegate nei test, in miscela con il carbone colombiano (2018)

Sample Name	Date	Moisture %	Volatile %	Ash %	Fixed C%	Total C %	H %	N %	O %	HHV MJ/Kg	LHV ₀ MJ/Kg	LHV MJ/Kg
CIPR_01	Gen	14,92	62,57	4,04	18,48	51,87	5,75	0,89	41,49	20,72	19,12	15,90
CIPR_02	Gen	14,68	62,32	5,08	17,93	51,97	5,81	1,00	41,22	21,00	19,40	16,18
CIPR_03	Gen	20,00	58,25	4,35	17,40	52,83	5,89	1,03	40,25	21,17	19,42	15,04
CIPR_04	Feb	20,00	58,25	4,35	17,40	52,36	5,72	0,87	41,05	21,17	19,46	15,07
CIPR_05	Apr	11,20	64,74	4,24	19,82	51,47	5,81	0,50	42,22	18,98	17,46	15,22
CIPR_06	Mag	15,25	62,70	3,54	18,43	94,85	51,47	5,81	37,07	18,98	17,36	14,32
CIPR_07	Lug	10,74	65,35	2,98	20,91	51,47	5,81	0,49	42,22	18,98	17,47	15,33
PINO_01	Lug	26,86	55,62	1,24	16,26	56,33	5,88	0,59	37,21	20,77	18,86	13,12
EUC_01	Lug	27,08	54,03	2,51	16,38	51,47	5,80	0,49	42,24	18,58	16,68	11,49
Misto_1	Set	27,69	53,79	3,76	14,76	49,90	5,39	0,79	43,92	17,60	15,78	10,71
Misto_2	Set	26,97	54,55	2,83	15,66	50,45	5,41	0,46	43,68	17,80	15,99	11,00
Misto_3	Set	9,32	68,42	2,56	19,71	51,20	5,49	0,68	42,63	19,64	18,23	16,30
Col. Coal	Gen	4,89	36,39	2,95	55,77	82,10	5,17	1,85	10,88	28,74	27,51	26,04
90/10_1	Feb	18,49	56,06	4,21	21,24	55,33	5,66	0,97	38,03	21,92	20,26	16,05

2.3 Caratterizzazione delle biomasse

Di seguito sono brevemente descritti gli strumenti e le metodologie di analisi impiegate per la 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 devolatizzazione 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, secondo la EN14774, 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 Misura dell'umidità del cippato sul campo

Sotacarbo si è dotata di due misuratori di umidità universale per biomassa portatili, in grado di misurare l'umidità del cippato utilizzato durante i test sperimentali.

Lo strumento consente di valutare il grado di umidità relativa del materiale da utilizzarsi durante i test, in modo da non incorrere in problematiche di intasamento dei condotti di caricamento derivate da un eccessivo contenuto idrico della biomassa.

Le tipologie di biomassa analizzabili dai misuratori sono indicate nella Tabella 4:

Tabella 4. Specie di cippato comuni

Gruppi	Sottogruppi								Max
Faggio	Gomma								32%
Quercia	Mogano	Wenge							32%
Ontano	Acacia	Alstonia	Betulla	Castagno Europeo	Ippocastano	Ciliegio	Noce	Okan	40%
Dipterocarpus	Keruing								35%
Abete rosso									40%
Pino	Balsa	Yew tree	Stone Pine						35%
Larice	Acero	Douglas Fir	Cicuta	Cotton Wood	Olmo				32%
Abete	Ceiba	Tiglio							37%
Salice	Pera	Hickory	Olivo	Ramin	Teak				40%

Il sistema è composto da una sonda di inserimento dotata di una testa di misurazione e un misuratore cablato in testa, come visibile in Figura 8



Figura 8. Misuratore di umidità del cippato BL2



Figura 9. Verifica dell'umidità del cippato in campo

L'analisi del contenuto idrico viene effettuata con sonde a elettrodi o a penetrazione adatte a effettuare misure di umidità su diversi materiali. Lo strumento restituisce risultati ripetibili e precisi, verificati dai laboratori Sotacarbo eseguendo delle analisi sui campioni secondo la norma EN14774: gli stessi campioni analizzati con il misuratore BL2 sono stati pesati pre e post trattamento in forno.

Oltre alle diverse specie è possibile selezionare diverse curve di calibrazione, riferite alle dimensioni del cippato da analizzare, come mostrato nella Tabella 5:

Tabella 5. Curve di taratura per classi dimensionali disponibili per il misuratore di umidità del cippato

Curva	Descrizione	Range
Cippato Standard	P16 (almeno 75% di materiale fra 3,15 e 16 mm)	10-50%
	P31.5 (almeno 75% di materiale fra 8 e 31,5 mm)	10-50%
	P45 (almeno 75% di materiale fra 8 e 45mm)	10-50%
Cippato grosso	P31.5 (vagliato senza fini)	10-50%
	P45 (vagliato senza fini)	10-50%
Cippato Industriale	P45 (senza corteccia e fini)	10-50%
	P63 (senza corteccia e fini)	10-50%
Pellet	Pellet di legna	11-20%
Segatura	Polveri di legna	14-50%

Le misure di umidità effettuate in campo consentono una corretta valutazione dell'umidità del materiale in ingresso al reattore e, di conseguenza, una minore incertezza sui bilanci di materia e di energia sull'impianto dimostrativo.

2.3.5 Sistema di campionamento TAR

Il sistema di campionamento utilizzato, acquistato nell'annualità 2016 dalla società Gamba & Botteghi (Livorno), è stato utilizzato sull'impianto dimostrativo durante le sperimentazioni effettuate nell'ambito del PAR 2017.

Lo schema del sistema di campionamento è mostrato nella figura sottostante:

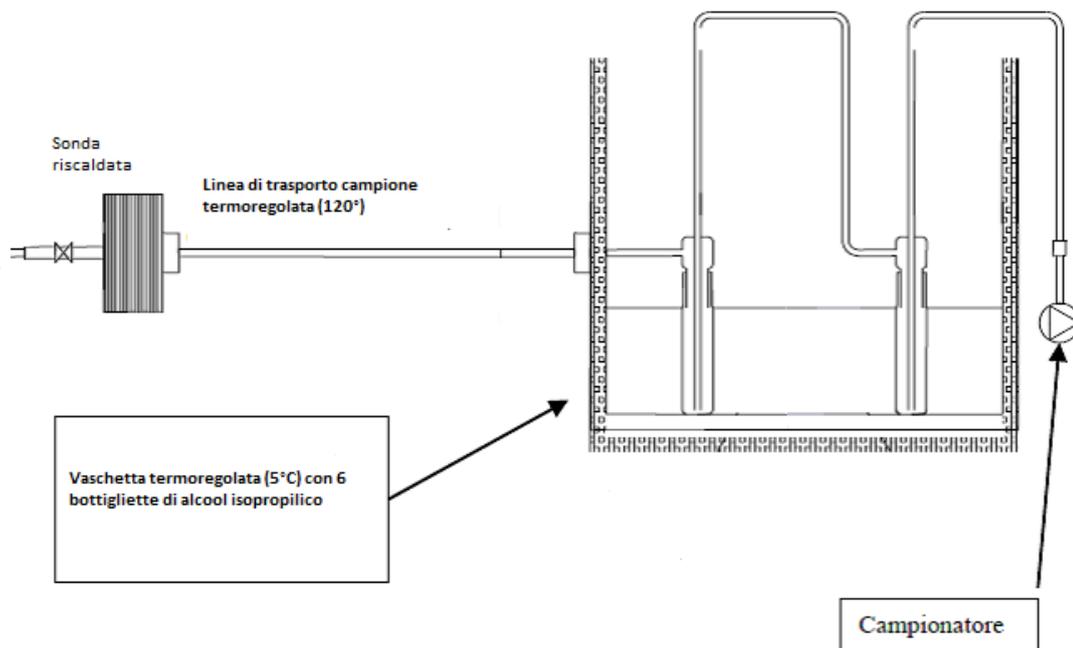


Figura 10. Schema del sistema di campionamento TAR (Gamba & Botteghi)

Lo strumento, acquisito da Gamba & Botteghi, consta di una sonda riscaldata che viene flangiata sulla tubazione del syngas in uscita dal reattore dell'impianto dimostrativo. La sonda 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, vengono riscaldati essendo il sistema dotato di termostato: 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. Il sistema termina così con un campionatore che permette l'aspirazione del syngas e ne determina la portata tramite un contatore volumetrico.

Durante l'annualità si sono presentate diverse problematiche relative alla posizione della sonda riscaldata che non permetteva il corretto afflusso del gas all'interno del campionatore. I tecnici sotacarbo hanno quindi deciso di variare la posizione di innesto del campionatore e le procedure di utilizzo del sistema. Nella figura seguente è mostrata la variazione del montaggio del sistema che ora opera con un angolo di inclinazione rispetto al flusso in uscita pari a 45°, in modo da facilitare la raccolta del campione.

L'accorgimento ha permesso una raccolta più efficace del campione, attraverso un aumento della portata del syngas prelevato e la conseguente riduzione dei tempi di campionamento. È stata inoltre adottata una procedura di raccolta che prevede la pulizia del sistema con azoto alla pressione di 2 bar, nella fase immediatamente precedente al campionamento, in modo da garantire il corretto afflusso del campione alla sezione di raccolta eliminando la possibilità di intasamenti lungo il circuito.

Nella figura seguente mostra la zona di lavoro realizzata al primo piano dell'impianto dimostrativo.



Figura 11. Nuova installazione del sistema di campionamento TAR (Gamba&Botteghi)

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 irradiatori 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 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 600-650 °C);
- livello del riempimento nel gassificatore: caricare il combustibile con il sistema Redler fino a portare l'altezza del riempimento nel gassificatore a circa 2000 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 (2000 mm quota massima);
- carico combustibile e scarico ceneri: attraverso il sistema Redler è stato possibile caricare il gassificatore con una frequenza compresa nel range di 200-350 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 650-700 °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.
 - torcia: verificare che la temperatura della camera di combustione non superi gli 950 °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 200-350 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

Durante questa annualità le modifiche principali si sono concentrate sulla sezione di clean-up e sul sistema di trattamento dei reflui derivati dalla pulizia del syngas.

4.1 Modifiche modifica del circuito idraulico del clean-up

Durante la scorsa annualità era stata effettuata una prima modifica del circuito idraulico del clean-up che è stata testata e ottimizzata durante questa annualità ed è, inoltre, stato connesso alla sezione di clean-up il disoleatore. Riportiamo di seguito lo schema costruttivo e di processo del clean-up connesso con il disoleatore:

Figura 12. Schema del clean-up insieme al disoleatore

Dallo schema si può dedurre il funzionamento del sistema clean-up-disoleatore: l'acqua dopo aver lavato in equi corrente il syngas assorbe i tar e le polveri e si deposita sul pelo libero dello scrubber. Gli olii del Tar si dividono nel liquido in due parti gli olii pesanti sul fondo dello scrubber, gli olii più leggeri nel tank dove grazie ad un sistema di ricircolo della soluzione acqua-tar vengono in parte concentrati e separati nel disoleatore.

4.1.1 Connessione del disoleatore al clean-up

Riportiamo di seguito le figure del disoleatore posizionato vicino all'impianto di clean-up:

Figura 13. disoleatore con il quadro di gestione



Figura 14. Disoleatore collegato con il tank del sistema di clean-up

Come si vede dalle figure riportate e dallo schema il disoleatore è collegato con il clean-up tramite il tank e con questo scambia il liquido presente. Grazie ad un particolare sistema di filtri e pompe che ricircolano il

sotto prodotto, il disoleatore è in grado di separare gli olii presenti dall'acqua. Alla fine del processo l'olio viene raccolto al di fuori del disoleatore mentre l'acqua viene rinviata al tank per tornare a disposizione del processo.

4.1.2 Sistema di filtrazione

Il disoleatore non riesce però a separare completamente gli olii leggeri derivanti dal Tar, dunque parte degli olii sono presenti ancora nell'acqua. Per separare completamente ulteriormente questi olii è stato aggiunto un filtro nel sistema di rilancio dell'acqua agli ugelli, riportiamo di seguito una figura:

Figura 15. Filtro sul sistema di rilancio dell'acqua allo Scrubber

L'attività è stata svolta insieme all'Università di Cagliari, la quale ha usufruito di un apposito contratto, tale attività verrà riportata in un apposito report.

4.2 Ottimizzazione del filtro a cippato

Durante la precedente annualità era stato realizzato e montato in impianto un filtro a cippato, durante l'annualità in corso questo filtro è stato utilizzato durante un test sperimentale con l'accensione del motore, riportiamo di seguito la figura del filtro

Figura 16. Filtro a cippato in fase di installazione

Il motore è rimasto acceso per più di un'ora senza dare segnali di sporramento.

5 Test sperimentali di gassificazione

5.1 Analisi dati sperimentali ottenuti dai test di co-gassificazione del 21-23/02/18

L'analisi del processo di gassificazione è basata sui dati ottenuti nel test del 21-23/02/18 (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, 235 kg/h di combustibile. La portata di aria utilizzata, si è attestata sui 540 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 16 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.

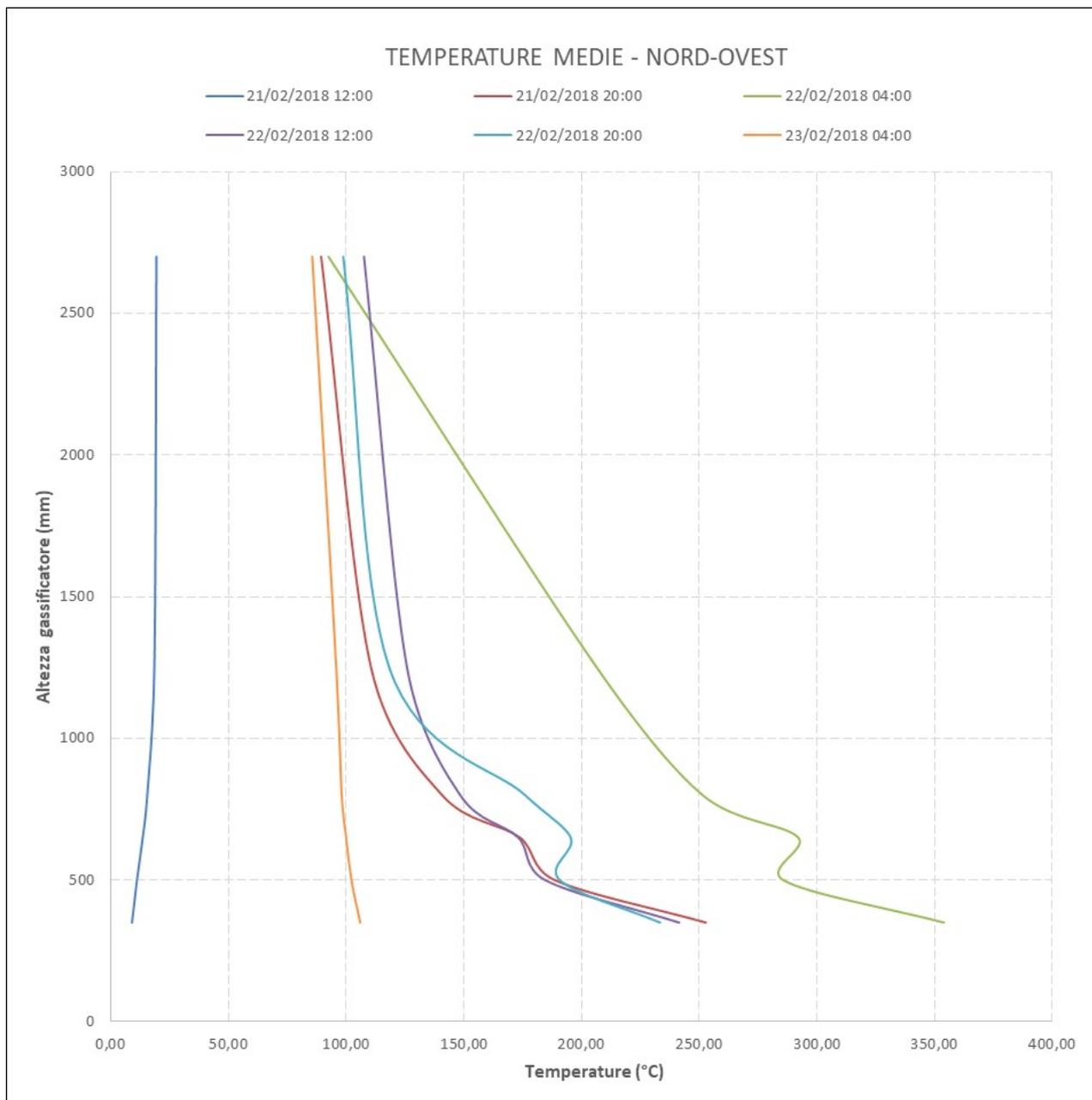


Figura 16. Profilo di temperatura all'interno del gassificatore durante le prove di gassificazione del 21-23/02/2018 (Fila Nord-Ovest)

Le Figura 17 e la Figura 18, 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.

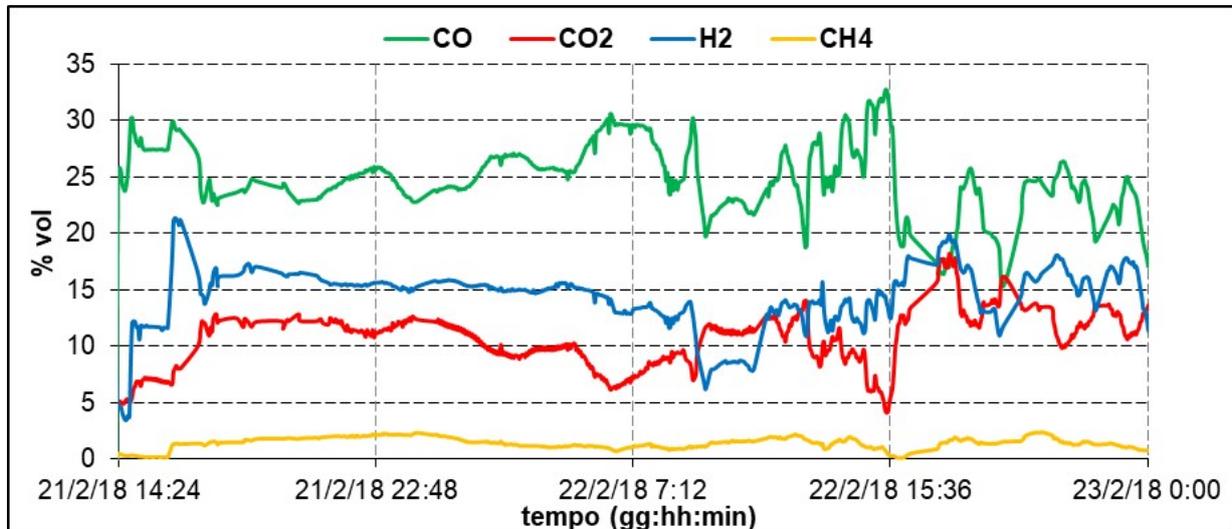


Figura 17. Andamento nel tempo della composizione del syngas grezzo DJ001P del 21-23/02/2018

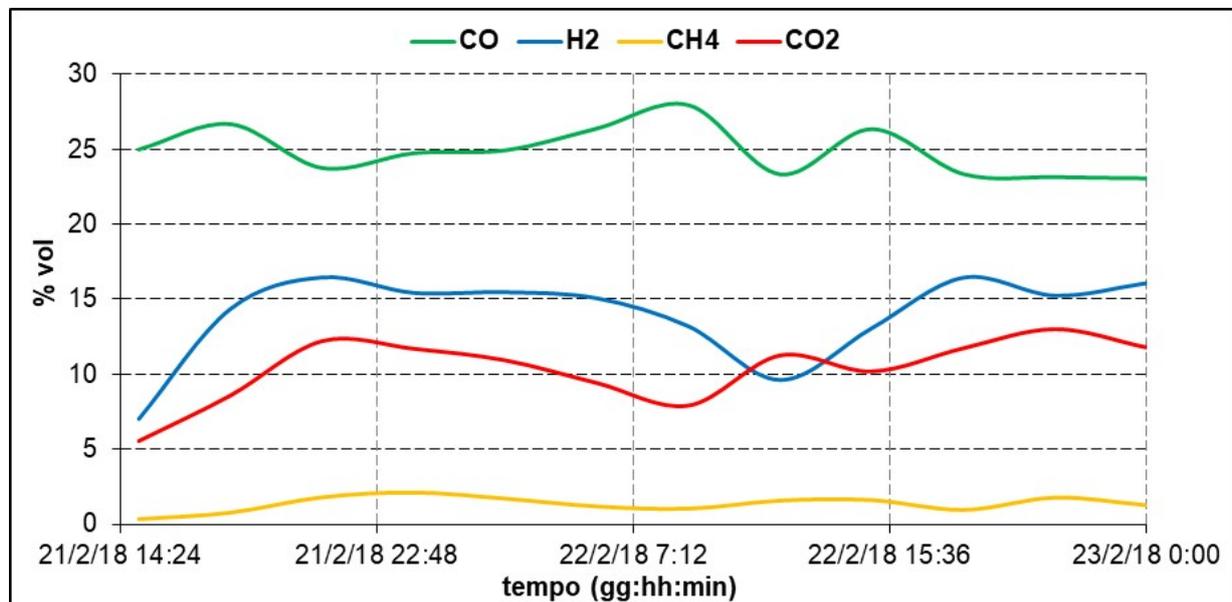


Figura 18. Andamento delle concentrazioni medie per la composizione del syngas alla presa di campionamento DJ001P (ABB) del 21-23/02/2018

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 13,7%, quella di CO pari a circa il 22,2%, quella di CH₄ pari al 1,62% e quella di CO₂ pari a circa 10,4% per un rapporto CO/CO₂ pari a 2,13 ed un rapporto H₂/CO pari a 0,61. Durante la fase di funzionamento è stata registrata una concentrazione quasi nulla di O₂. Nel primo test sperimentale la portata di syngas calcolata mediante il bilancio Azoto ha restituito un valore medio di circa 734,21 kg/h.

Di seguito riportiamo:

- in Tabella 6 le concentrazioni medie % (dry basis) del Syngas ottenute dall'elaborazione dei dati ABB;
- in Tabella 6 le caratteristiche chimiche del gas ottenuto;
- in Tabella 8 le caratteristiche operative del gassificatore registrate durante il test.

Tabella 6. Concentrazioni medie % (dry basis) del syngas da ABB (DJ001) del del 21-23/02/2018

CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ S	O ₂	N ₂
1,6218	22,1970	10,4024	13,7455	0,0000	0,4828	51,5506

Tabella 7. Riepilogo delle caratteristiche del gas ottenuto del 21-23/02/2018

Pressione	Bar	1,0146
Temperatura	°C	42,5500
Temperatura	K	315,7
Hi syngas	[MJ/kg]	4,184
Qgc	%	37,5642
MM mix	kg/kmol	25,92
Rmix	J/(kg*K)	320,828
Cp	kJ/(kg*K)	1,172
Cv	kJ/(kg*K)	0,851
k	adm	1,377
v	m ³ /kg	0,985
Densità	kg/m ³	1,015
Densità N	kg/Nm ³	1,16

Tabella 8. Caratteristiche operative del gassificatore del 24/03/2017 (Davide e Gabriele)

Portata Volumetrica di syngas misurata dall'FT001	m ³ /h	563,5029
Massa di syngas corretta (da densità normale)	kg/h	572,67
Massa di syngas da bilancio N ₂	kg/h	730,97
Errore del misuratore FT001	%	21,66
Massa di combustibile (umida)	kg/h	235,0128
Massa di combustibile (secca)	kg/h	191,5613
Hi ₀ C55 (Potere Calorifico del combustibile sul secco)	MJ/kg	20,263
Massa aria	kg/h	539,9300
Rendimento di Gas Freddo	adm	77,07
Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato)	MJ/Nm ³	4,74
Produzione volumetrica di Syngas	Nm ³ /h	631,38
Ore sperimentazione	h	48
ER	adm	0,557

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 di syngas sul circuito di caricamento;
- Combustione del syngas interna al reattore causata dalla presenza di hotspot (punti ad altissima temperatura interni al letto del gassificatore).

Tabella 9. Analisi degli scarichi:

Sample Name	Moisture %	Volatile %	Ash %	Fixed C %	Volatile dry %	Ash dry%
SC2 del 22/02 h 00:07	0,13	18,66	81,08	0,14	18,69	81,18
SC3 del 22/02 h 07:00	0,64	12,09	89,55	0,00	12,17	90,12
SC4 del 22/02 h 13:00	0,06	19,51	83,29	0,00	19,51	83,31
SC5 del 22/02 h 19:00	2,25	14,34	76,23	9,41	14,34	76,26
SC6 del 22/02 h 23:00	4,49	15,77	76,24	3,50	16,51	79,83

Negli scarichi successivi si può notare la bassa percentuale di Carbonio Fisso (FC), fino al suo completo annullamento; 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. In seguito, a causa di problemi impiantistici, il processo ha subito delle variazioni.

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

- Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato), pari a 4,840 MJ/Nm³;
- Rendimento di Gas Freddo, pari al 77 %
- Produzione volumetrica di Syngas pari a 631,4 Nm³/h.

La sperimentazione ha sofferto dell'avaria improvvisa di diversi componenti dell'impianto, fra i quali il sistema di caricamento Redler. La discontinuità di caricamento ha comportato la riduzione delle temperature all'interno del gassificatore (Vedi Figura 16); ciò ha comportato una composizione del syngas a medio contenuto di CO (Vedi Figura 18).

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

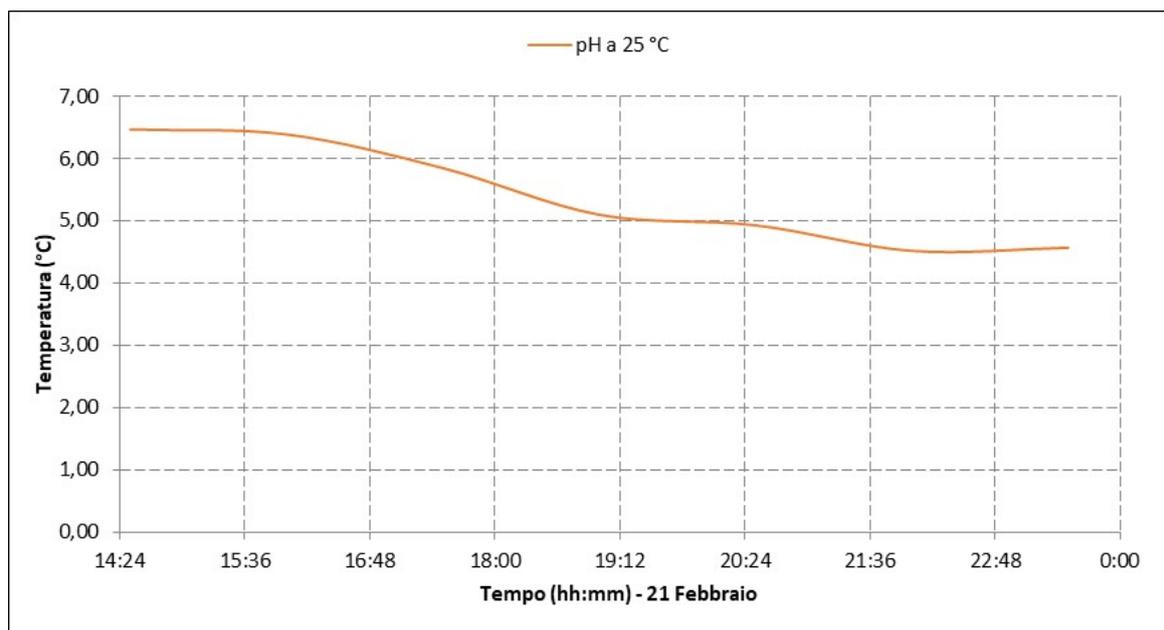


Figura 19. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (21 Febbraio 2018)

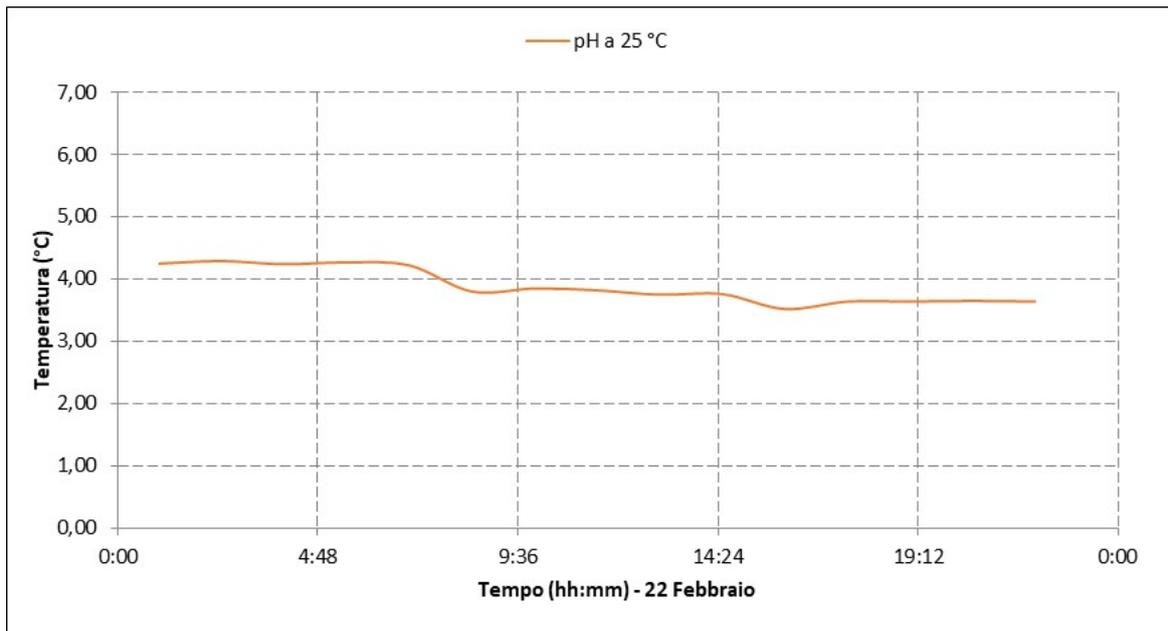


Figura 20. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (22 Febbraio 2018)

Dopo una prima fase di non stazionario (Vedi Figura 19) il pH si porta dal valore di 7 (neutro) tipico dell'acqua al valore di 3.5 (Figura 20) allo stazionario (tipico di un acido). Tale valore è mantenuto costante senza l'aggiunta di nessun chemical ma semplicemente grazie al Tar assorbito, grazie a tale valore il tar sotto forma di olio in fase liquida separa i suoi componenti pesanti che andranno nel fondo dello scrubber da quelli leggeri che andranno nel Tank

5.2 *Analisi dati sperimentali ottenuti dai test di gassificazione del 17-20/04/2018*

Nel corso della prova sperimentale del 17-20/04/2018 (72 ore), sono stati gassificati mediamente 244,7 kg/h di combustibile, durante una specifica fase del test in cui l'impianto è stato portato in condizioni di carico massimo.

La portata di aria utilizzata, si è attestata sui 722 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 da quando il gassificatore è entrato a "regime". I dati di temperatura sono stati prelevati dalla fila Sud Ovest dove si è sviluppata la reazione di gassificazione in modo preponderante.

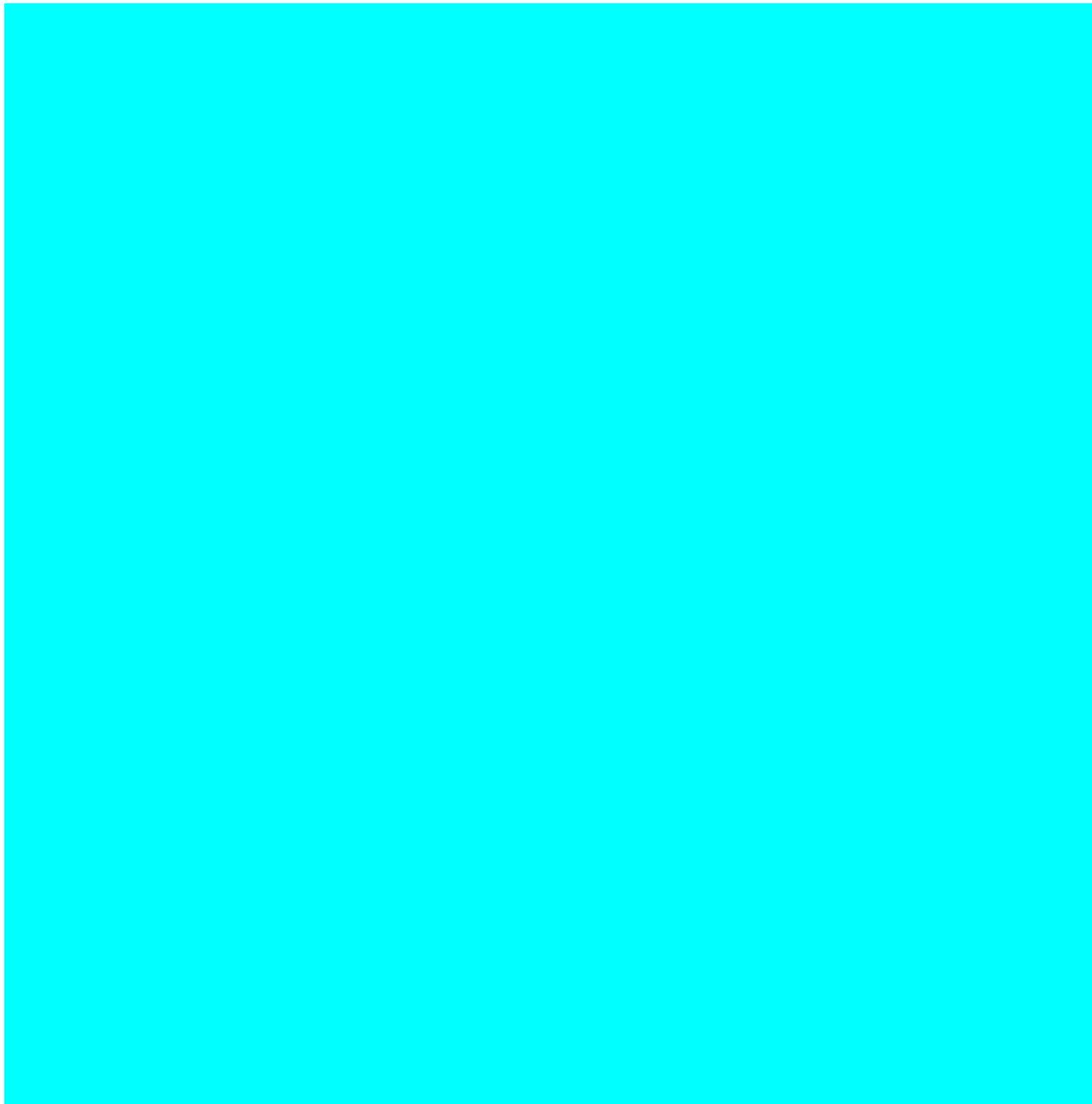


Figura 21. Profilo di temperatura all'interno del gassificatore durante le prove di gassificazione del 17-20/04/2017 (Fila Sud-Ovest)

La Figura 22 e la Figura 23 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; il sistema ha riscontrato alcuni problemi software durante la sperimentazione che non hanno comportato la perdita di alcuni dati nella giornata del 18 Aprile 2018.

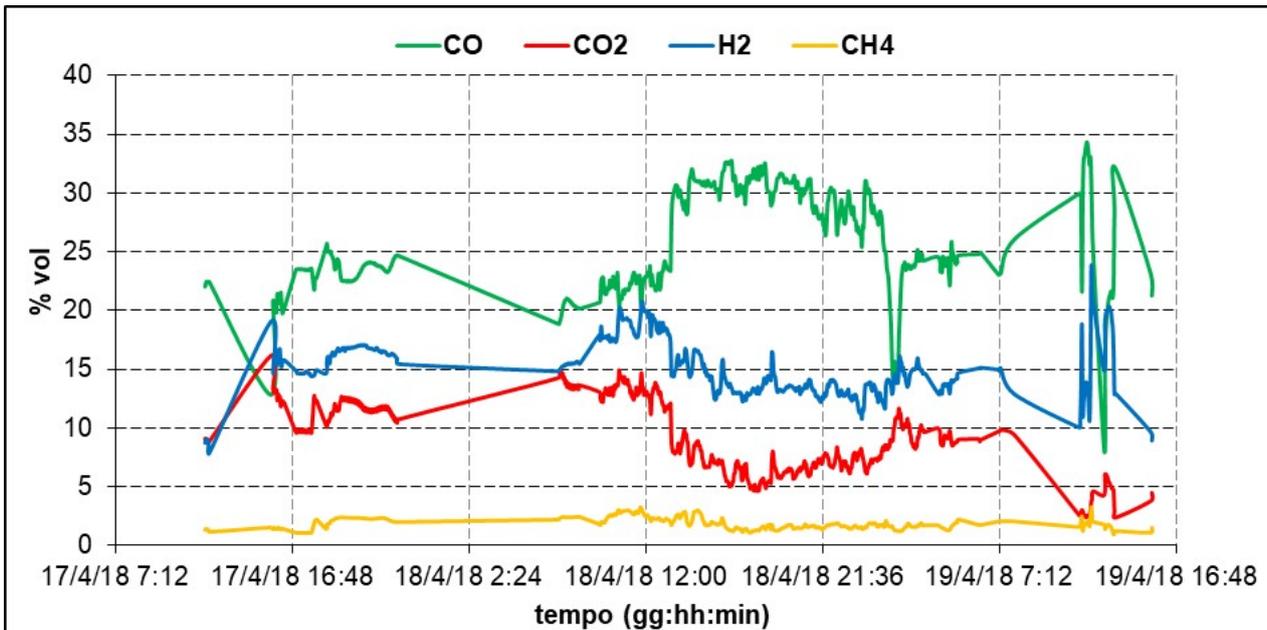


Figura 22. Andamento nel tempo della composizione del syngas grezzo DJ001P del 17-20/04/2017

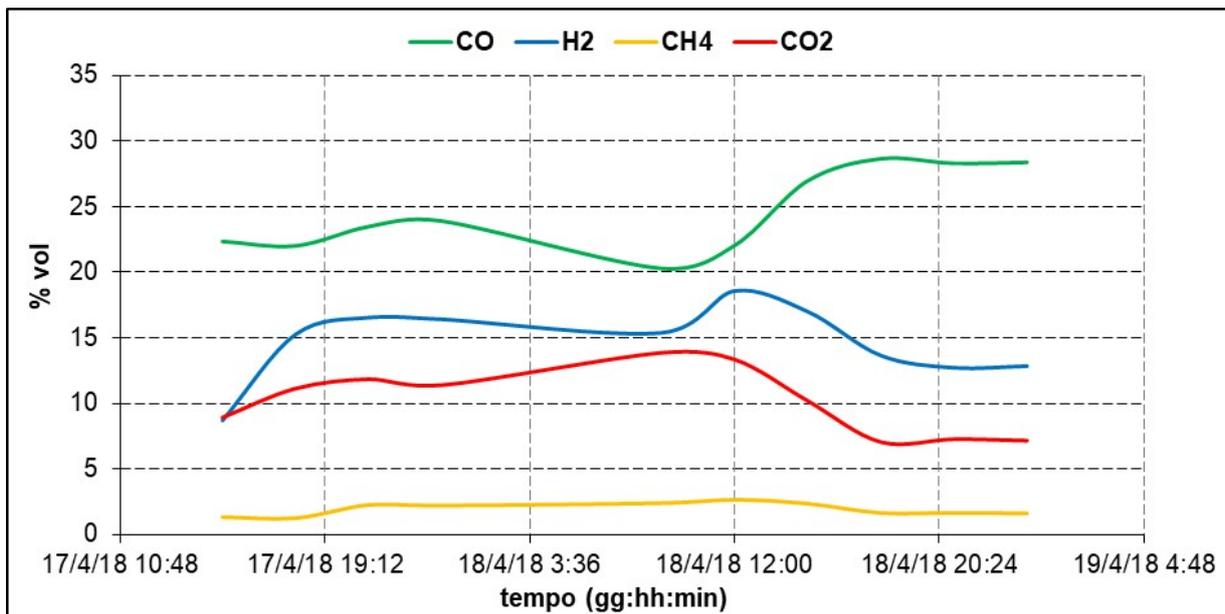


Figura 23. Andamento delle concentrazioni medie per la composizione del syngas alla presa di campionamento DJ001P (ABB) del 17-20/04/2017

Durante il funzionamento, la concentrazione media di H₂ risulta pari a circa il 18,2%, quella di CO pari a circa il 22,9%, quella di CH₄ pari a 1,46% e quella di CO₂ pari a circa 4,75% per un rapporto CO/CO₂ pari a 4,81 ed un rapporto H₂/CO pari a 0,79.

Durante la fase di funzionamento è stata registrata una concentrazione quasi nulla di O₂. Nel primo test sperimentale la portata di syngas calcolata mediante il bilancio Azoto ha restituito un valore di circa 887,9 kg/h. Di seguito riportiamo:

- in Tabella 10 le concentrazioni medie % (dry basis) del Syngas ottenute dall'elaborazione dei dati ABB;
- in Tabella 11 le caratteristiche chimiche del gas ottenuto;
- in Tabella 12 le caratteristiche operative del gassificatore registrate durante il test.

Tabella 10. Concentrazioni medie % (dry base) del syngas da ABB (DJ001) del 17-20/04/2017

Kg/h	CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ S	O ₂	N ₂
500	1,8730	22,9200	11,5740	16,0560	0,0000	0,1420	47,4350
600	1,7660	30,4530	6,8810	14,2270	0,0000	0,0000	46,6730
700	1,4560	22,9200	4,7540	18,2170	0,0000	0,0910	52,5620

Tabella 11. Riepilogo delle caratteristiche del gas ottenuto del 17-20/04/2017

Pressione	Bar	1,0146
Temperatura	°C	42,5500
Temperatura	K	315,7
Hi syngas	[MJ/kg]	4,843
Qgc	%	42,3560
MM mix	kg/kmol	24,51
Rmix	J/(kg*K)	339,282
Cp	kJ/(kg*K)	1,205
Cv	kJ/(kg*K)	0,866
k	adm	1,392
v	m ³ /kg	1,042
Densità	kg/m ³	0,960
Densità N	kg/m ³	1,09

Tabella 12. Caratteristiche operative del gassificatore del 17-20/04/2017

Portata Volumetrica di syngas misurata dall'FT001	m ³ /h	563,5029
Massa di syngas corretta (da densità normale)	kg/h	526,42
Massa di syngas da bilancio N ₂	kg/h	885,87
Errore del misuratore FT001	%	40,58
Massa di combustibile (umida)	Kg/h	300,1169
Massa di combustibile (secca)	Kg/h	268,3975
Hi ₀ C55 (Potere Calorifico del combustibile sul secco)	MJ/kg	18,464
Massa aria	kg/h	722,9318
Rendimento di Gas Freddo	adm	89,83
Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato)	MJ/Nm ³	5,35
Produzione volumetrica di Syngas	Nm ³ /h	832,40
Ore sperimentazione	h	96
ER	adm	0,55

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. (da verificare con le nuove analisi della biomassa di partenza)

Tabella 13. Analisi di laboratorio relative agli scarichi:

Sample Name	Moisture %	Volatile %	Ash %	Fixed C %	Volatile dry%	Ash dry%
SC2 del 17/04	0,10	20,02	81,57	0,00	20,03	81,64
SC4 del 18/04	11,43	12,12	75,80	0,66	13,69	85,58
SC6 del 18/04	4,49	13,07	87,15	0,00	13,14	87,62
SC8 del 19/04	7,22	10,28	80,94	0,45	11,21	88,30
SC10 del 20/04	7,29	12,43	80,16	0,54	13,35	86,08

Lo scarico SC2 (Vedi Tabella 13) è stato campionato successivamente all'ingresso a regime del gassificatore, con ottimi risultati (Carbonio Fisso nullo). L'andamento è stato mantenuto fino alla fine del test.

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

- Hi Syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato), pari a 5,35 MJ/Nm³;
- Rendimento di Gas Freddo, pari al 90 %
- Produzione volumetrica di Syngas pari a 885,9 Nm³/h.

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

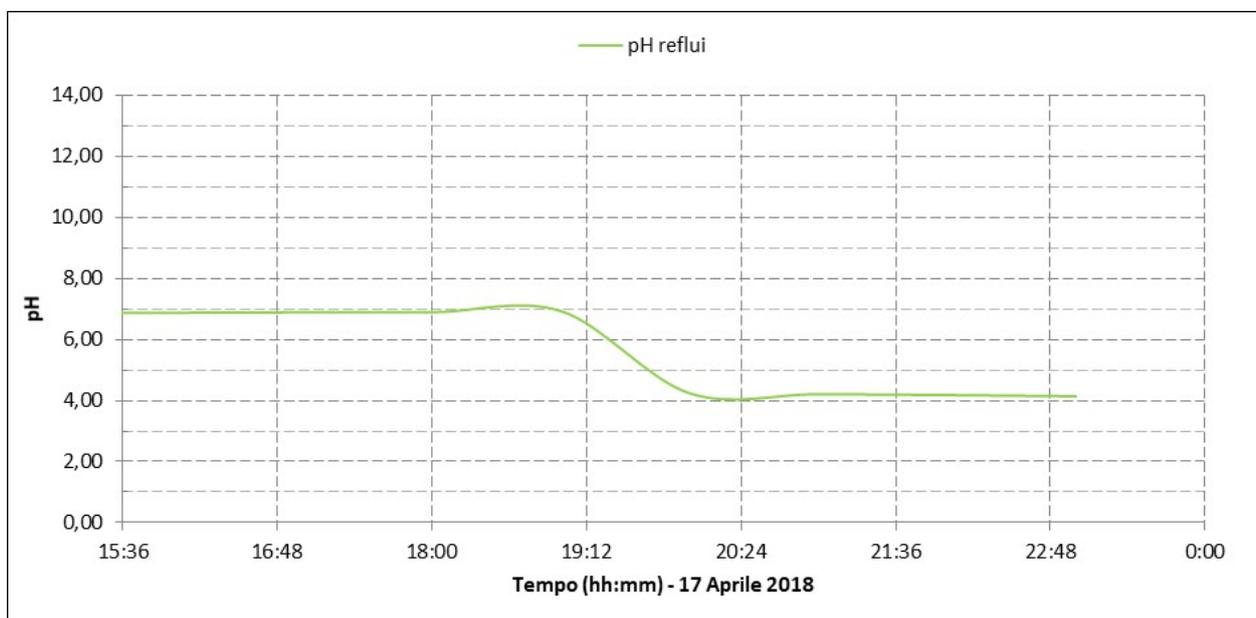


Figura 24. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (17 Aprile 2018)

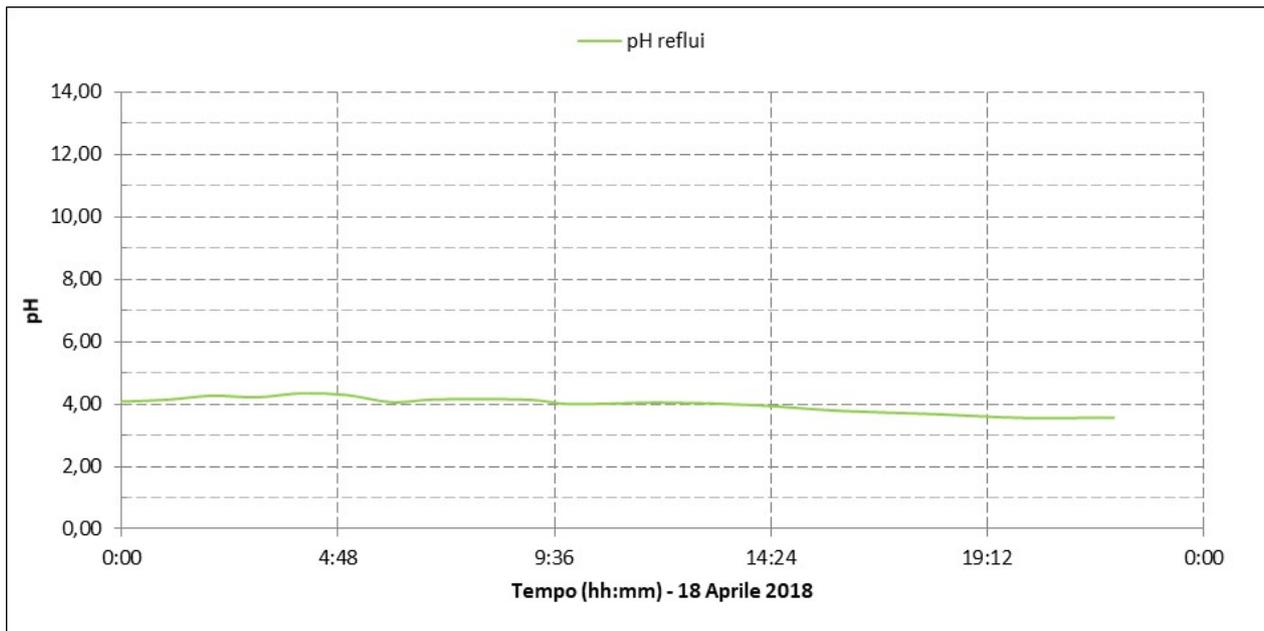


Figura 25. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (18 Aprile 2018)

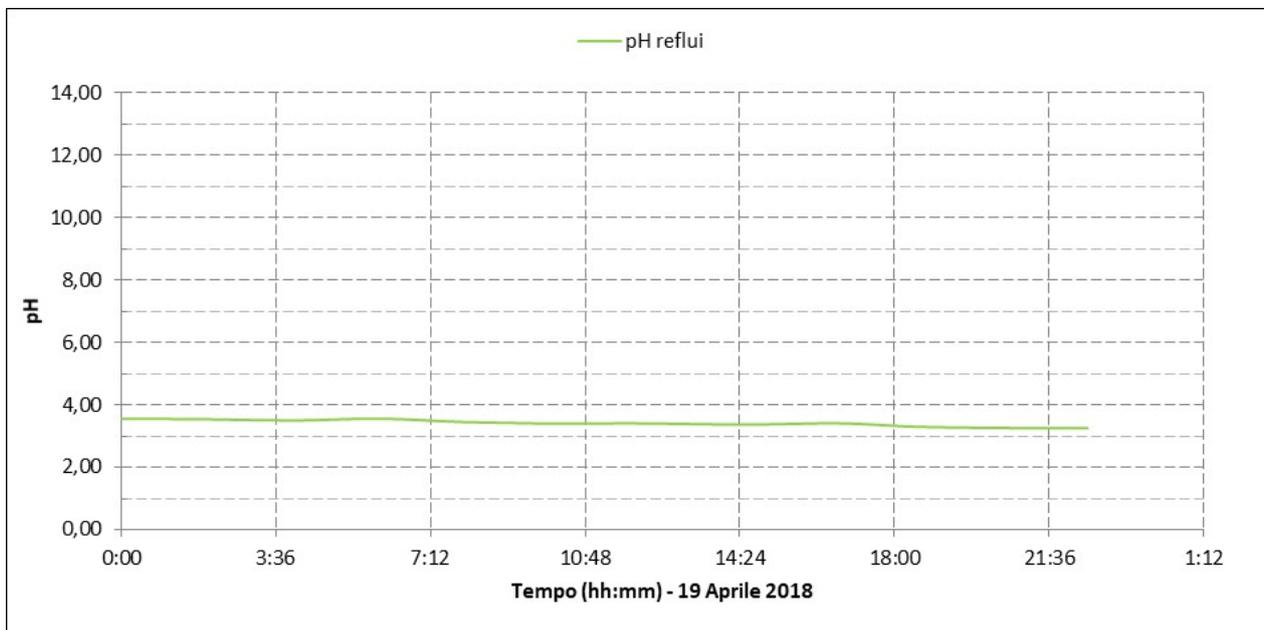


Figura 26. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (19 Aprile 2018)

Dopo una prima fase di non stazionario (Vedi Figura 24) il pH si porta dal valore di 7 (neutro) tipico dell'acqua al valore di 3.5 (Figura 25 e Figura 26) allo stazionario (tipico di un acido). Tale valore è mantenuto costante senza l'aggiunta di nessun chemical ma semplicemente grazie al Tar assorbito, grazie a tale valore il tar sotto forma di olio in fase liquida separa i suoi componenti pesanti che andranno nel fondo dello scrubber da quelli leggeri che andranno nel Tank.

5.3 Analisi dati sperimentali ottenuti dai test di gassificazione del 22-25/05/2018

Nel corso della prova sperimentale del 22-25/05/2018 (72 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 602,3 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 27 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.

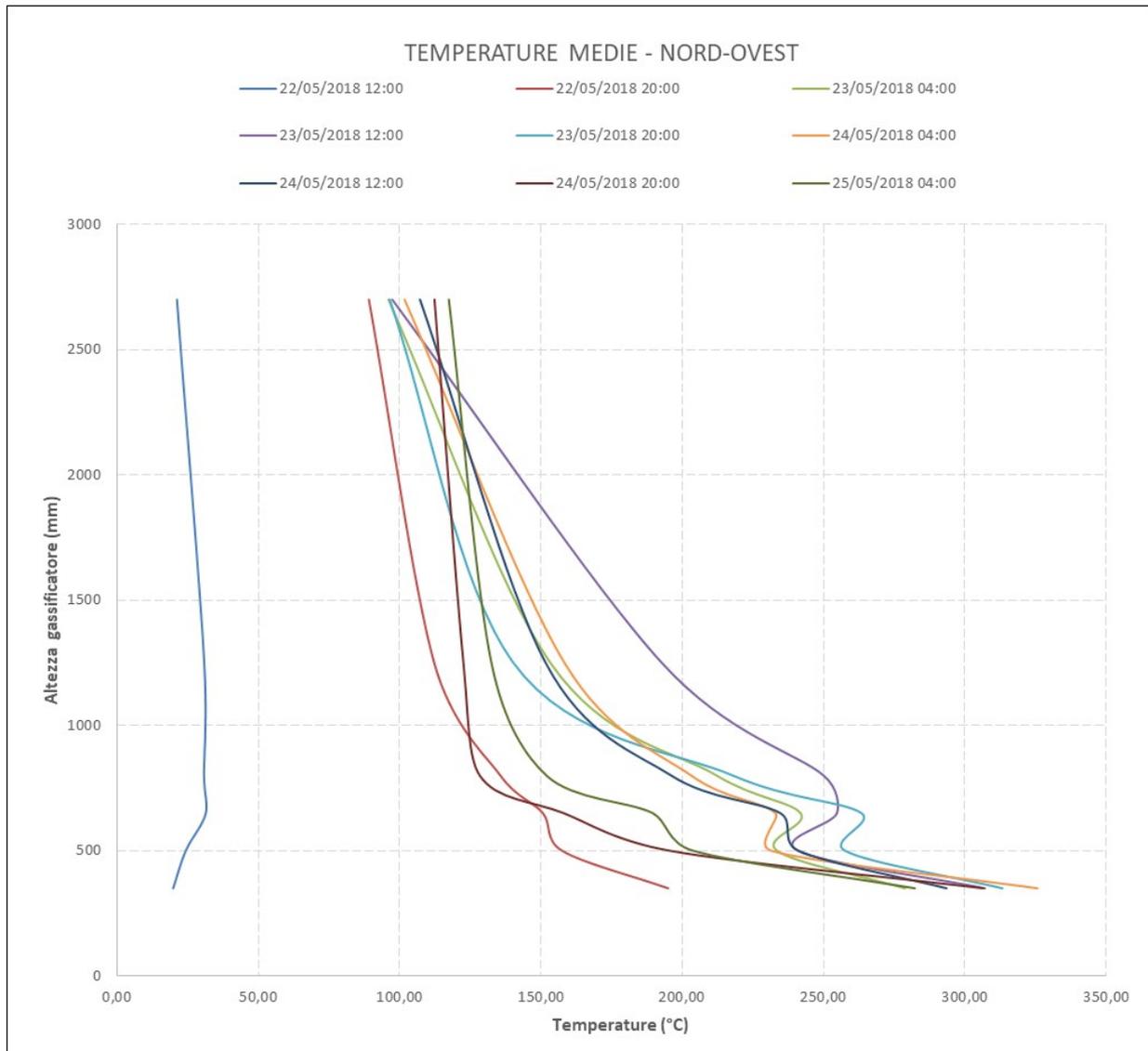


Figura 27. Profilo di temperatura all'interno del gassificatore durante le prove di gassificazione del 22-25/05/2018 (Fila Nord-Ovest)

La Figura 28 e la Figura 29

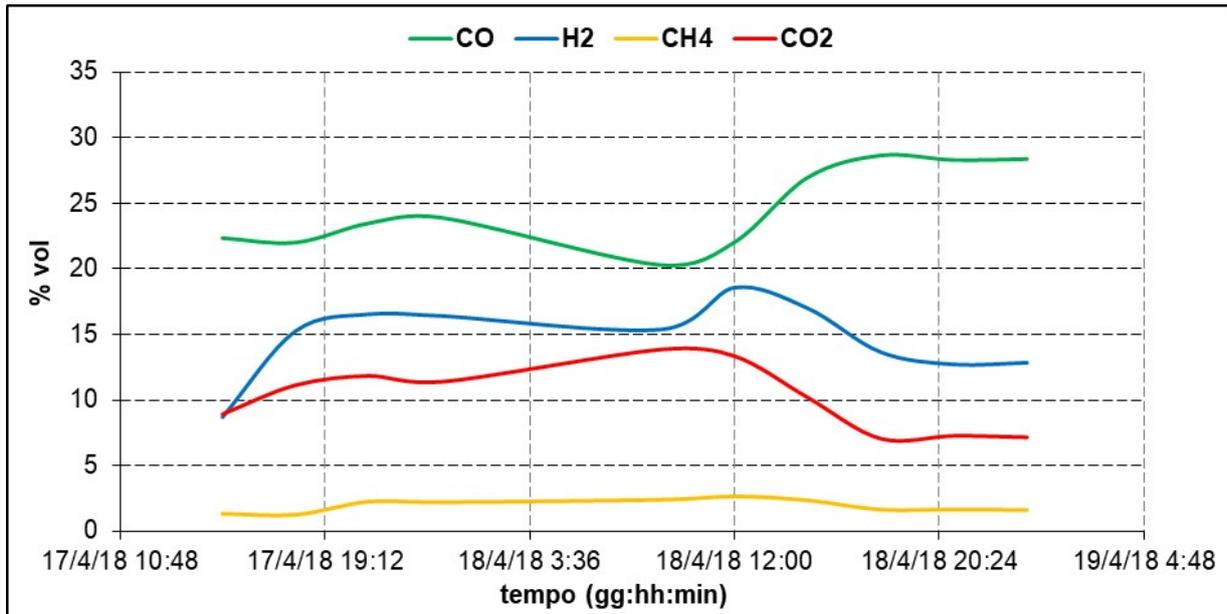


Figura 23. Andamento delle concentrazioni medie per la composizione del syngas alla presa di campionamento DJ001P (ABB) del mostrano l'andamento nel tempo delle concentrazioni medie, nel syngas grezzo, delle principali specie gassose: H₂, CO e CO₂ e CH₄ sulle prese di campionamento DJ001P e le medie orarie calcolate ogni 8 ore.

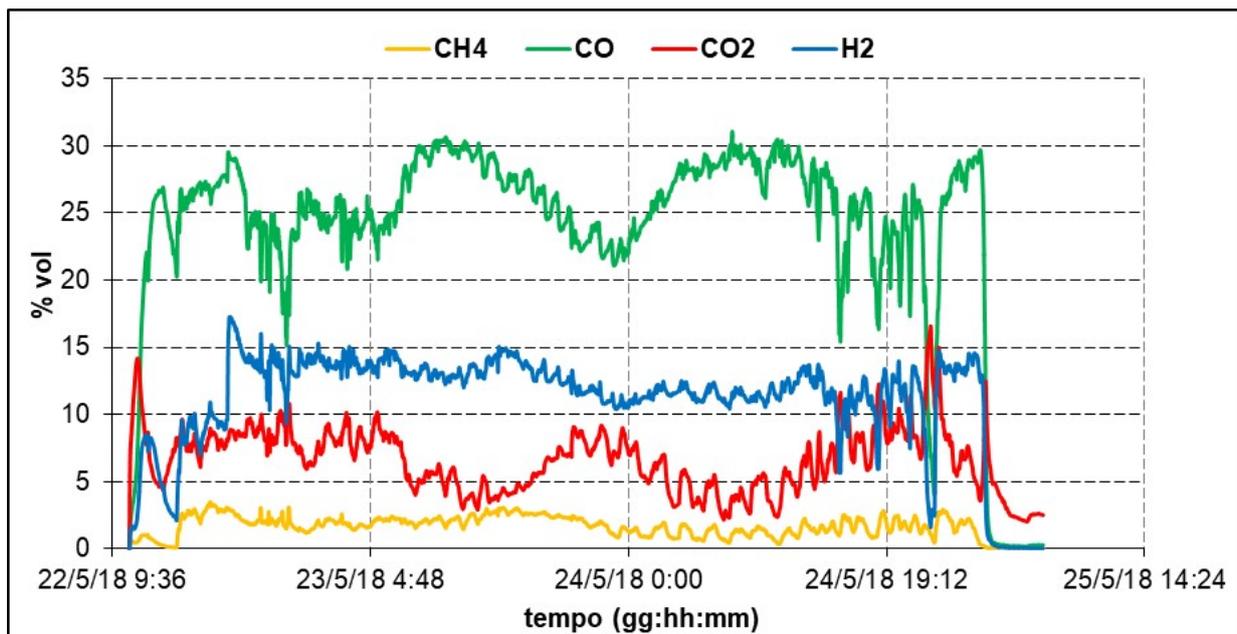


Figura 28. Andamento nel tempo della composizione del syngas grezzo DJ001P del 22-25/05/2018

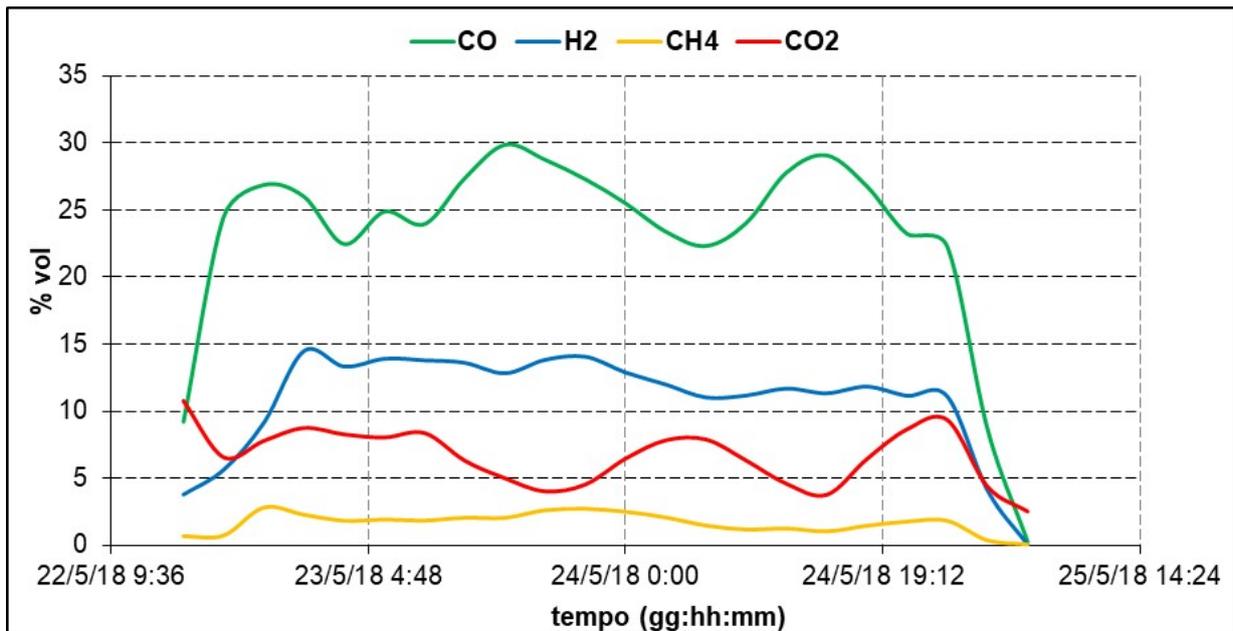


Figura 29. Andamento delle concentrazioni medie per la composizione del syngas alla presa di campionamento DJ001P (ABB) del 22-25/05/2018

Dal momento in cui il sistema raggiunge le condizioni di funzionamento a regime, la concentrazione media di H₂ risulta pari a circa il 11,4%, quella di CO pari a circa il 24,85%, quella di CH₄ pari al 1,51% e quella di CO₂ pari a circa 6,8% per un rapporto CO/CO₂ pari a 3,65 ed un rapporto H₂/CO pari a 0,45.

Durante la fase di funzionamento è stata registrata una concentrazione quasi nulla di O₂. Nel primo test sperimentale la portata di syngas calcolata mediante il bilancio Azoto ha restituito un valore medio di circa 766 kg/h.

Di seguito riportiamo:

- in Tabella 14 le concentrazioni medie % (dry base) del Syngas ottenute dall'elaborazione dei dati ABB;
- in Tabella 15 le caratteristiche chimiche del gas ottenuto;
- in Tabella 16 le caratteristiche operative del gassificatore registrate durante il test.

Tabella 14. Concentrazioni medie % del syngas (Dry Base) da ABB (DJ001) del 22-25/05/2018

Kg/h	CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ S	O ₂	N ₂
600	1,5068	24,8511	6,8480	11,4077	0,0000	0,3081	55,0783

Tabella 15. Riepilogo delle caratteristiche del gas ottenuto del 22-25/05/2018

Pressione	Bar	1,0113
Temperatura	°C	60,2500
Temperatura	K	333,4
Hi syngas	[MJ/kg]	4,213
Qgc	%	37,7655
MM mix	kg/kmol	25,96
Rmix	J/(kg*K)	320,260
Cp	kJ/(kg*K)	1,156
Cv	kJ/(kg*K)	0,836
k	adm	1,383
v	m ³ /kg	1,042

Densità	kg/m ³	0,960
Densità N	kg/m ³	1,16

Tabella 16. Caratteristiche operative del gassificatore del 22-25/05/2018

Portata Volumetrica di syngas misurata dall'FT001	m ³ /h	701,4000
Massa di syngas corretta (da densità normale)	kg/h	673,13
Massa di syngas da bilancio N ₂	kg/h	766,60
Errore del misuratore FT001	%	12,19
Massa di combustibile (umida)	Kg/h	265,0032
Massa di combustibile (secca)	Kg/h	227,1448
Hi ₀ C55 (Potere Calorifico del combustibile sul secco)	MJ/kg	18,375
Massa aria	kg/h	602,2921
Rendimento di Gas Freddo	adm	77,37
Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato)	MJ/Nm ³	4,88
Produzione volumetrica di Syngas	Nm ³ /h	661,85
Ore sperimentazione	h	72
ER	adm	0,50

Tabella 17. Analisi di laboratorio relative agli scarichi:

Sample Name	Moisture %	Volatile %	Ash %	Fixed C %	Volatile dry%	Ash dry%
SC2 del 22/05	0,52	14,18	61,25	24,06	14,25	61,57
SC4 del 23/05	0,50	16,10	85,57	0,00	16,18	85,99
SC6 del 23/05	0,48	10,23	76,21	13,10	10,28	76,57
SC8 del 24/05	1,80	15,85	88,09	4,32	14,77	81,36
SC10 del 25/05	1,24	14,11	85,15	2,88	13,58	83,64

Il campionamento SC2 (Tabella 17), avente una alta percentuale di carbonio fisso, indica le difficoltà del gassificatore ad entrare in condizioni di regime.

L'analisi del carbonio fisso contenuto negli scarichi del gassificatore evidenzia un buon andamento del processo di gassificazione, eccetto per lo scarico SC6.

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

- Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato), pari a 4,88 MJ/Nm³;
- Rendimento di Gas Freddo, pari al 77,3 %
- Produzione volumetrica di Syngas pari a 661,8 Nm³/h.

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

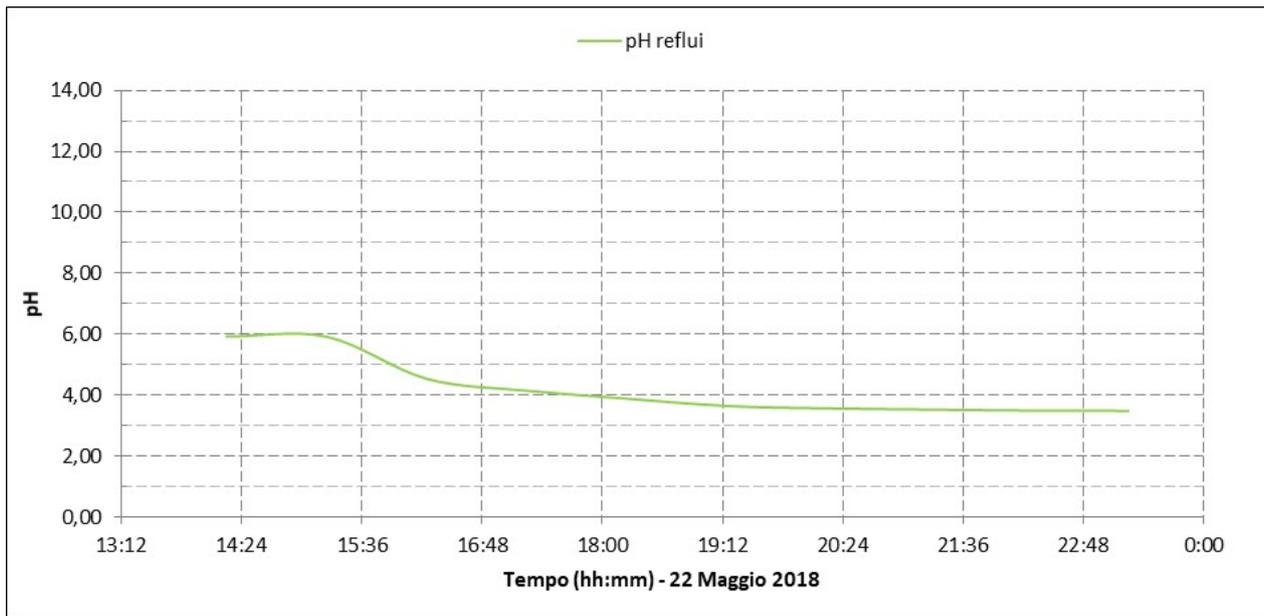


Figura 30. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (22 Maggio 2018)

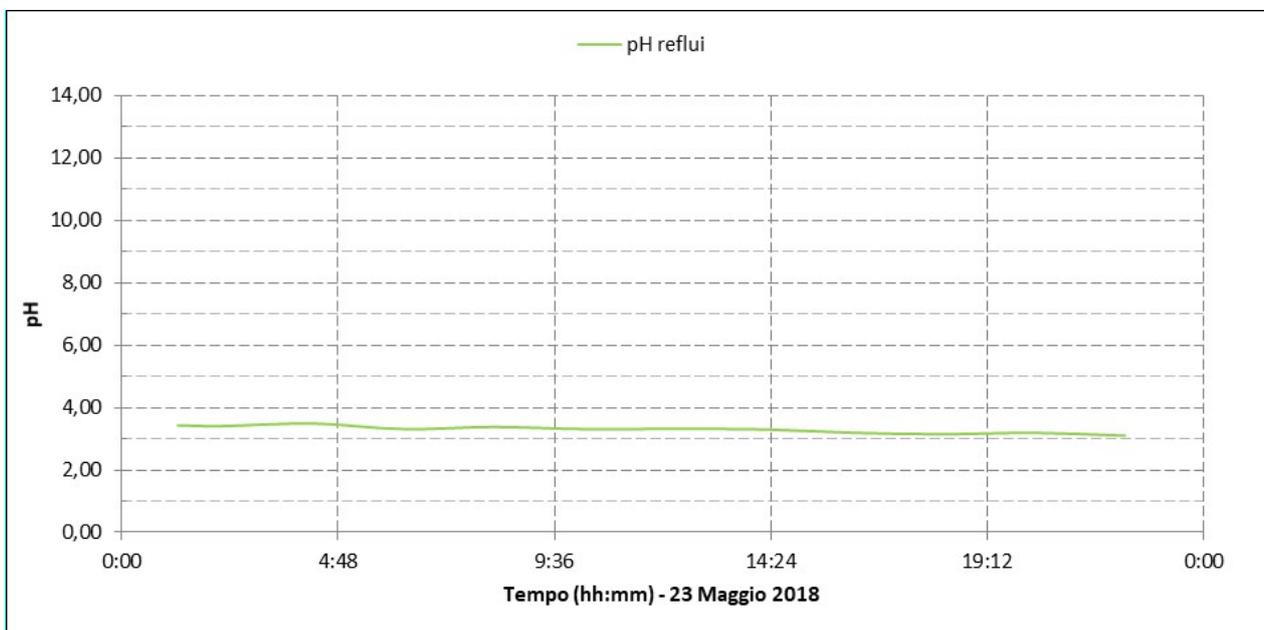


Figura 31. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (23 Maggio 2018)

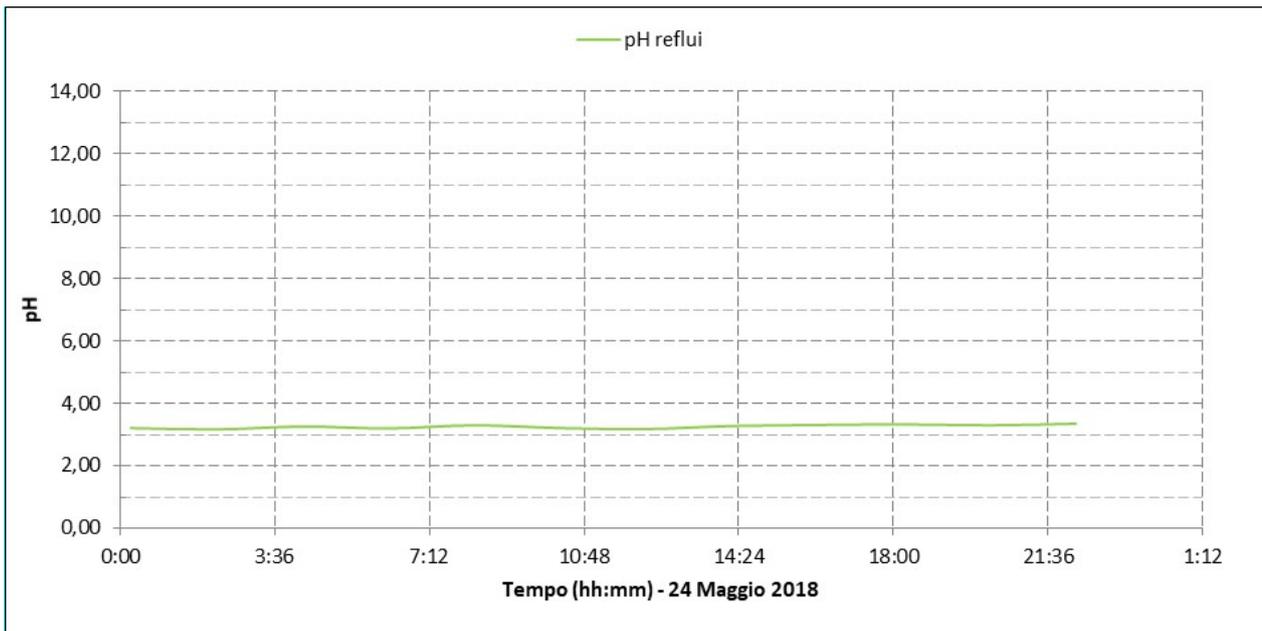


Figura 32. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (24 Maggio 2018)

Gli andamenti del PH monitorati sul sistema di clean-up rispecchiano come andamento e valori esattamente quanto osservato nei precedenti test sperimentali.

5.4 Analisi dati sperimentali ottenuti dai test di gassificazione del 25-29/06/2018

Nel corso della prova sperimentale del 25-28/07/2017 (96 ore), sono stati gassificati mediamente 250,25 kg/h di combustibile. La portata di aria utilizzata, si è attestata sui 600 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 33 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.

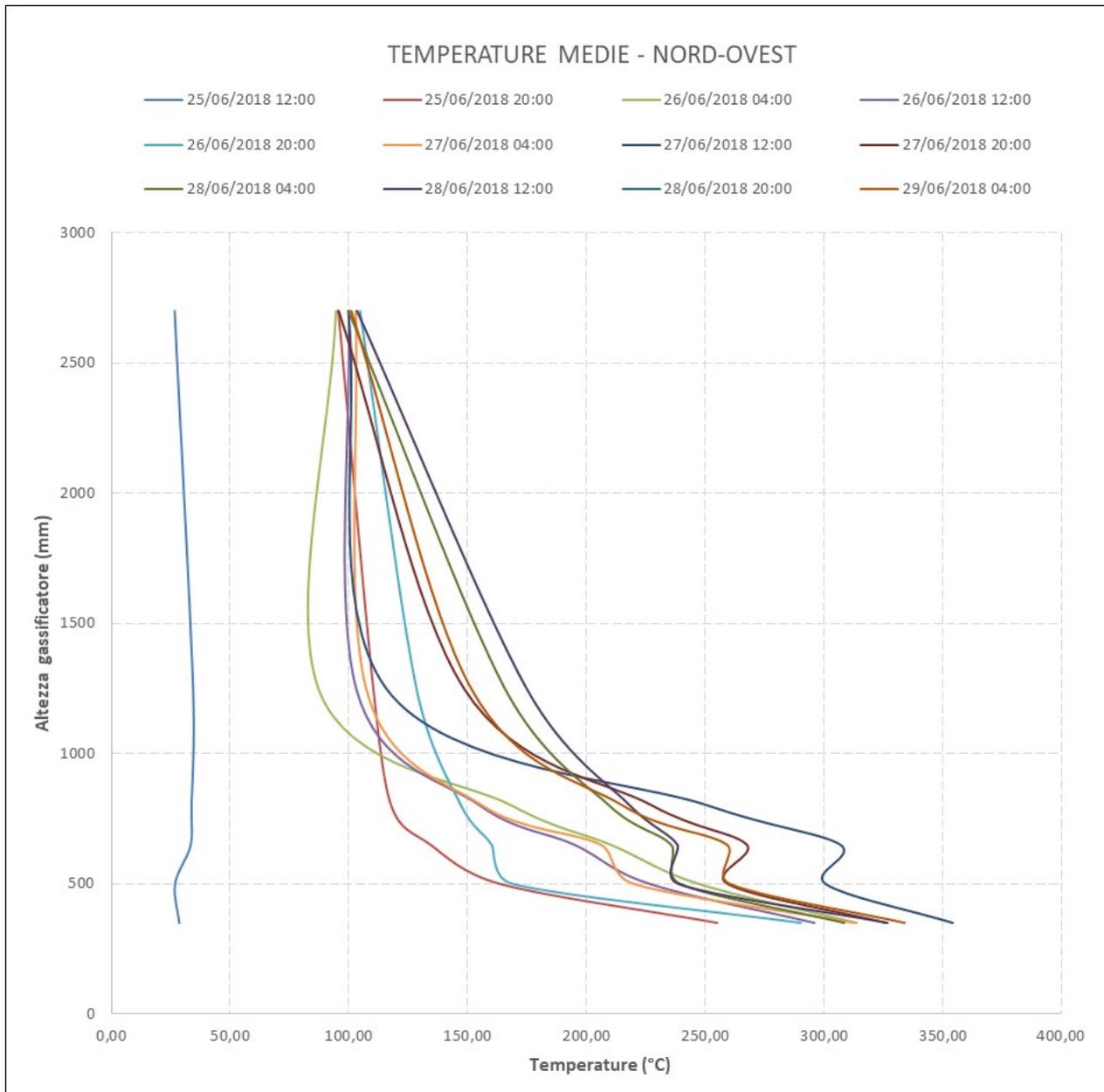


Figura 33. Profilo di temperatura all'interno del gassificatore durante le prove di gassificazione del 25-29/06/2018 (Fila Nord Ovest)

La Figura 34 e la Figura 35 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.

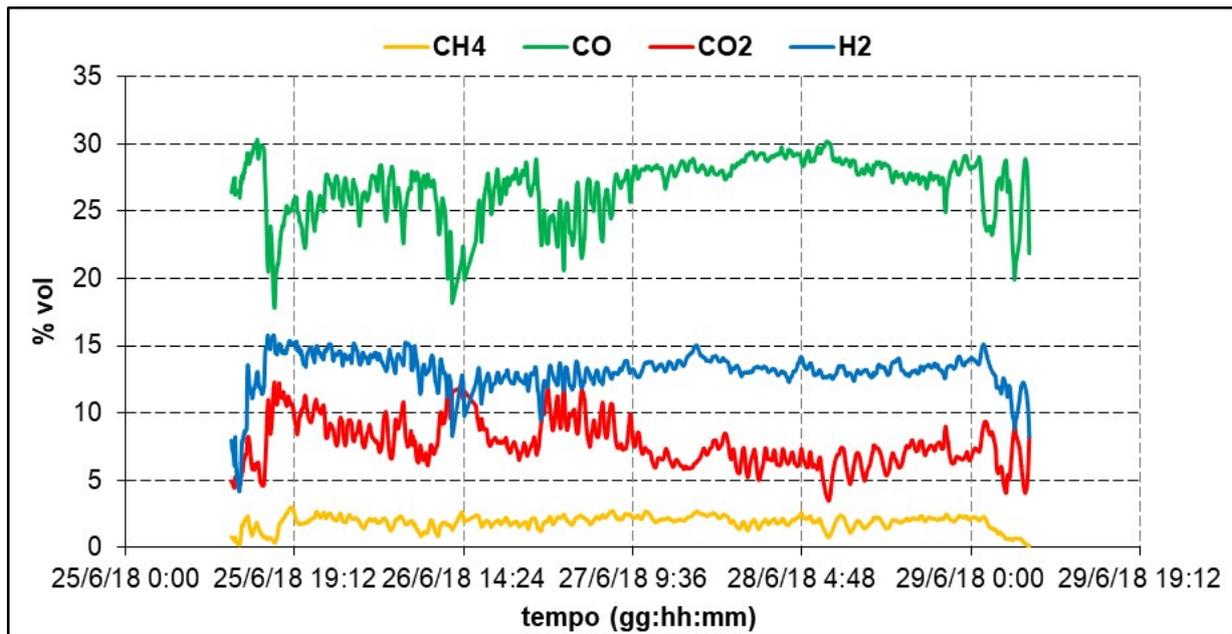


Figura 34. Andamento nel tempo della composizione del syngas grezzo DJ001P del 25-29/06/2018

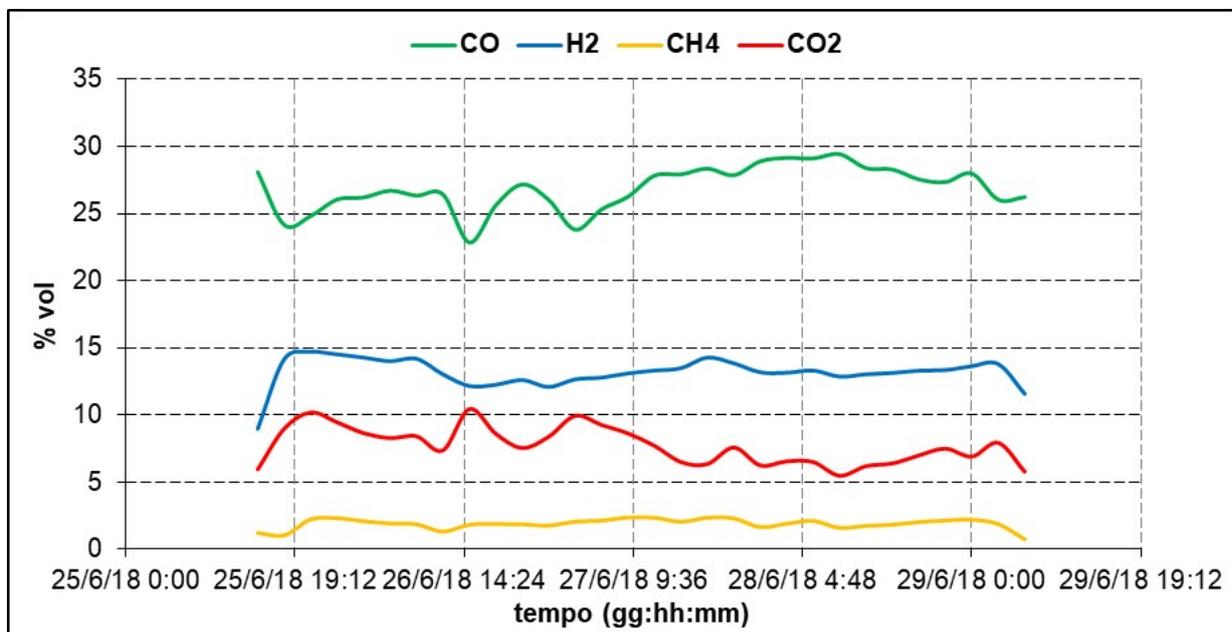


Figura 35. Andamento delle concentrazioni medie per la composizione del syngas alla presa di campionamento DJ001P (ABB) del 25-29/06/2018

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 18, Tabella 19, Tabella 20 dati complessivi del processo di gassificazione in termini di composizione e portata del syngas e combustibile consumato.

Tabella 18. 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
1,9577	26,8506	7,8199	13,3645	0,0000	0,4419	49,5655

Tabella 19. Riepilogo delle caratteristiche del gas ottenuto 25-28/07/2017

Pressione	Bar	1,0095
Temperatura	°C	64,5100
Temperatura	K	337,66
Hi syngas	[MJ/kg]	4,880
Qgc	%	42,1727
MM mix	kg/kmol	25,61
Rmix	J/(kg*K)	324,644
Cp	kJ/(kg*K)	1,180
Cv	kJ/(kg*K)	0,855
k	adm	1,380
v	m ³ /kg	1,074
Densità	kg/m ³	0,931
Densità N	kg/m ³	1,14

Tabella 20. Caratteristiche operative del gassificatore 25-28/07/2017

Portata Volumetrica di syngas misurata dall'FT001	m ³ /h	641,9500
Massa di syngas corretta (da densità normale)	kg/h	597,78
Massa di syngas da bilancio N ₂	kg/h	835,82
Errore del misuratore FT001	%	28,48
Massa di combustibile (umida)	Kg/h	339,0200
Massa di combustibile (secca)	Kg/h	255,3465
Hi ₀ C55 (Potere Calorifico del combustibile sul secco)	MJ/kg	19,737
Massa aria	kg/h	600,0000
Rendimento di Gas Freddo	adm	80,00
Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato)	MJ/Nm ³	5,50
Produzione volumetrica di Syngas	Nm ³ /h	732,96
Ore sperimentazione	h	96
ER	adm	0,49

Tabella 21. Analisi di laboratorio relative agli scarichi

Sample Name	Moisture %	Volatile %	Ash %	Fixed C %	Volatile dry%	Ash dry%
SC1 h 15:00 25/06	0,73	12,24	45,28	41,74	12,35	45,61
SC3 h 03:40 26/06	0,07	11,22	60,41	28,30	11,23	60,45
SC5 h 16:00 26/06	1,42	12,16	68,54	17,90	12,33	69,53
SC7 h 04:00 27/06	1,59	17,84	82,71	0,00	18,18	84,09
SC9 h 16:00 27/06	0,79	14,09	84,94	0,43	14,16	85,41
SC11 h 05:30 28/06	0,11	14,52	83,57	1,81	14,53	83,66
SC13 h 17:30 28/06	0,04	11,86	79,47	8,63	6,87	79,51

L'analisi del carbonio fisso contenuto negli scarichi del gassificatore (Tabella 21) evidenzia un ottimo andamento del processo di gassificazione, come si evince dalla Tabella 21.

La fase di start up del gassificatore è stata più lenta rispetto ai test effettuati in precedenza.

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

- Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato), pari a 5,5 MJ/Nm³;
- Rendimento di Gas Freddo, pari al 80 %
- Produzione volumetrica di Syngas pari a 733 Nm³/h.

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

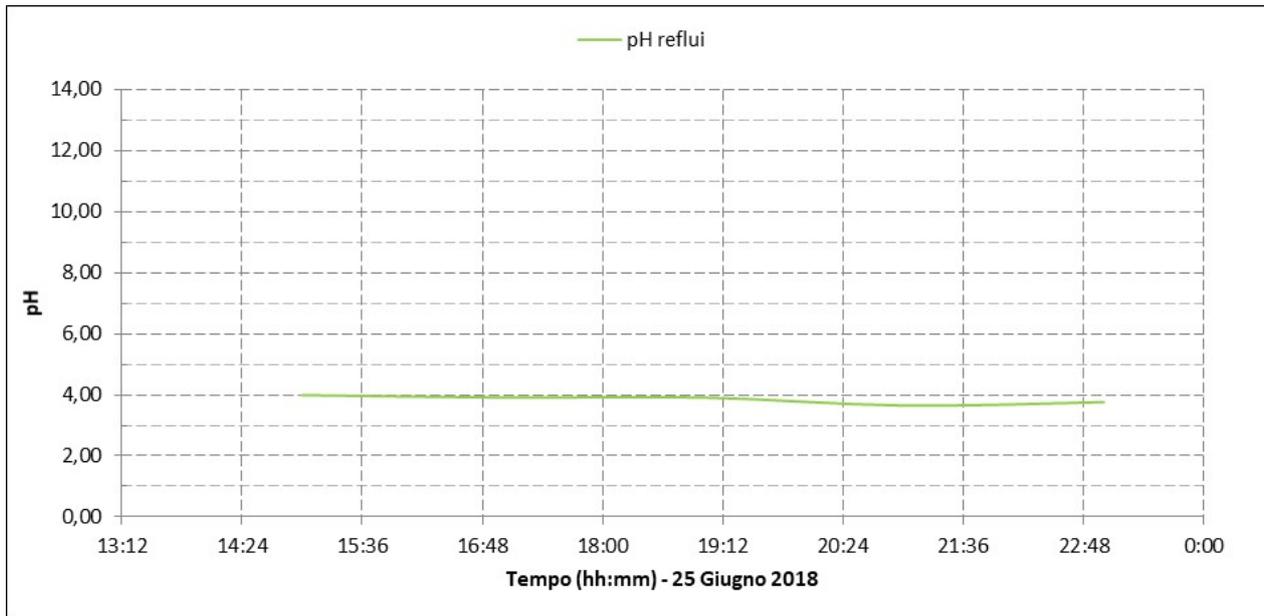


Figura 36. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (25 Giugno 2018)

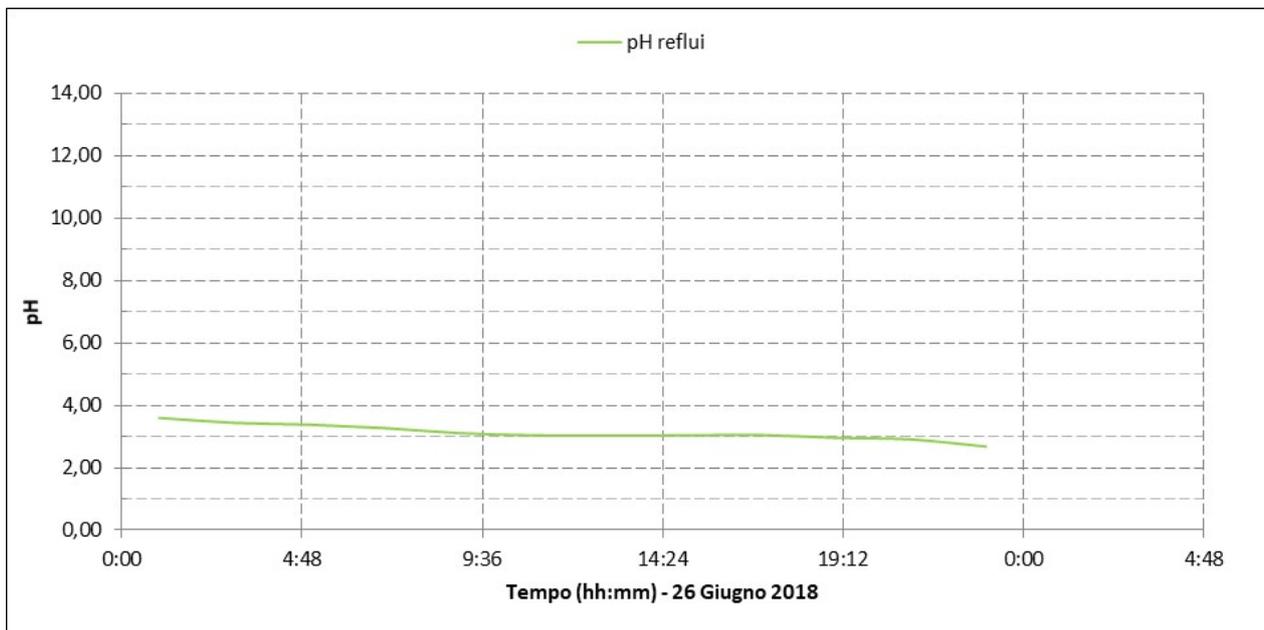


Figura 37. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (26 Giugno 2018)

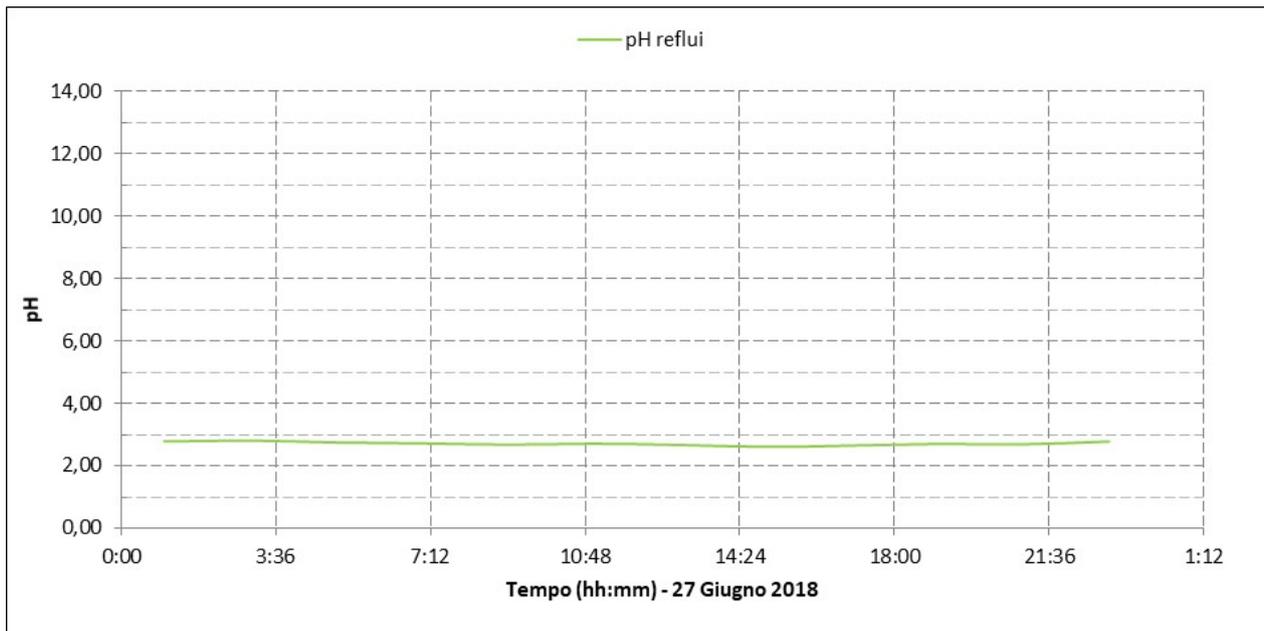


Figura 38. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (27 Giugno 2018)

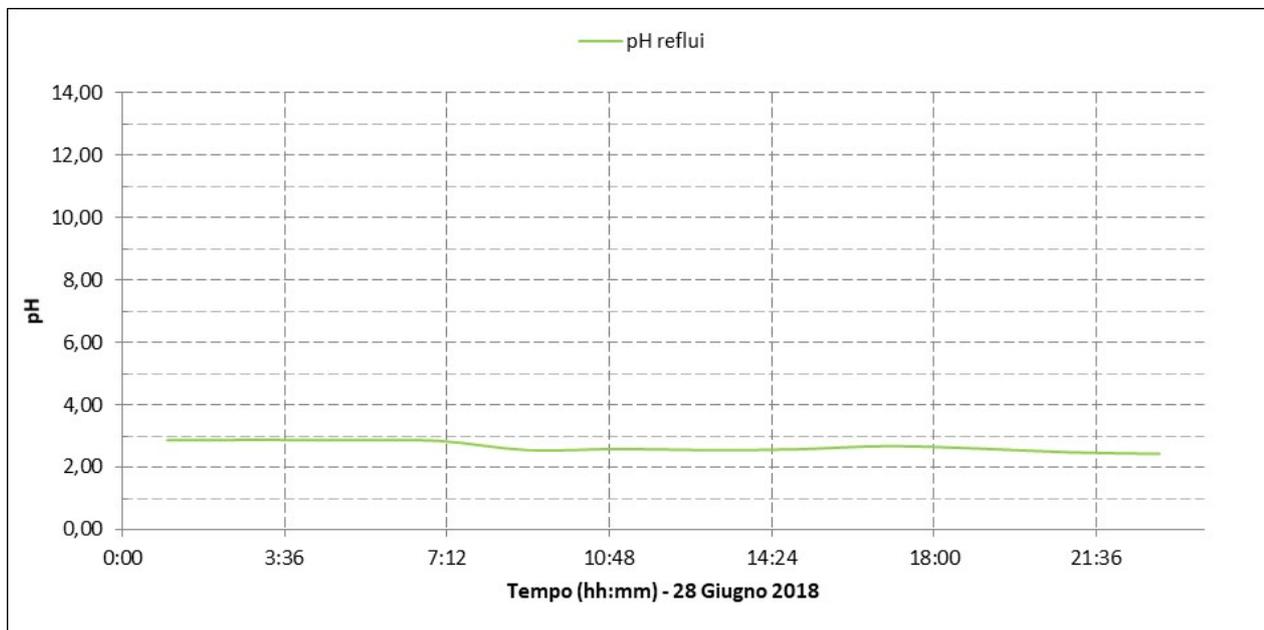


Figura 39. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (28 Giugno 2018)

Gli andamenti del PH monitorati sul sistema di clean-up rispecchiano come andamento e valori esattamente quanto osservato nei precedenti test sperimentali.

5.5 Analisi dati sperimentali ottenuti dai test di gassificazione del 16-20/07/2018

Nel corso della prova sperimentale del 16-20/07/2018 (72 ore), sono stati gassificati mediamente 300 kg/h di combustibile. La portata di aria utilizzata, si è attestata sui 602,3 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 40 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.

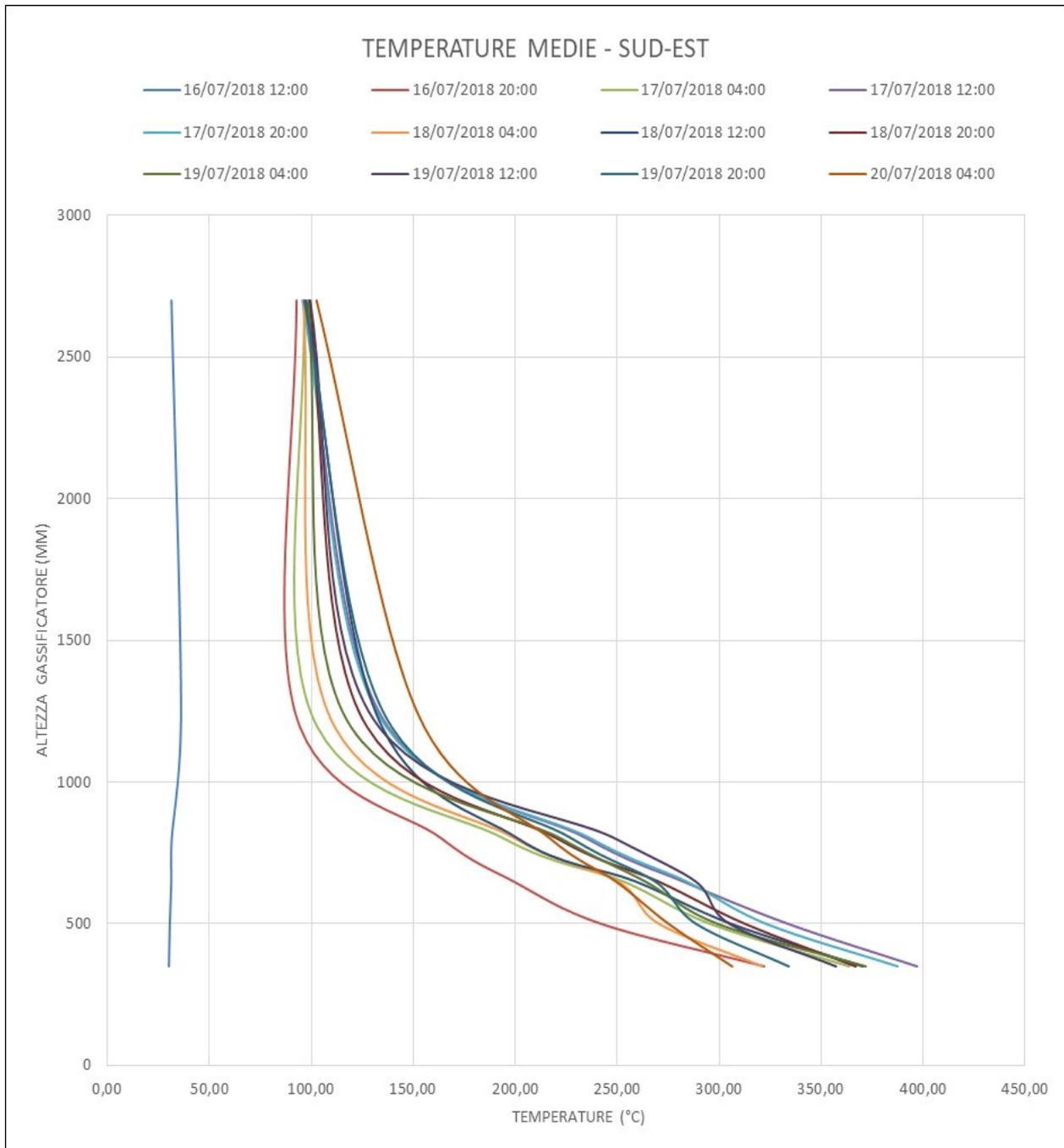


Figura 40. Profilo di temperatura all'interno del gassificatore durante le prove di gassificazione del 6-20/07/2018 (Fila Sud Est)

La Figura 41 e la Figura 42 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.

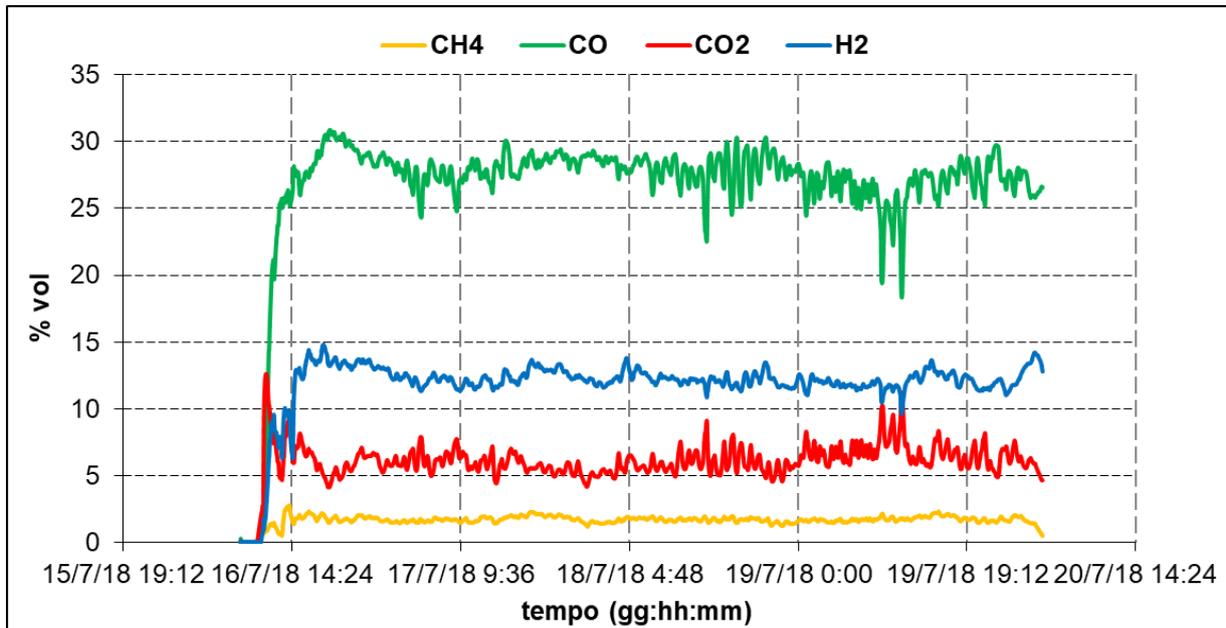


Figura 41. Andamento nel tempo della composizione del syngas grezzo DJ001P del 16-20/07/2018

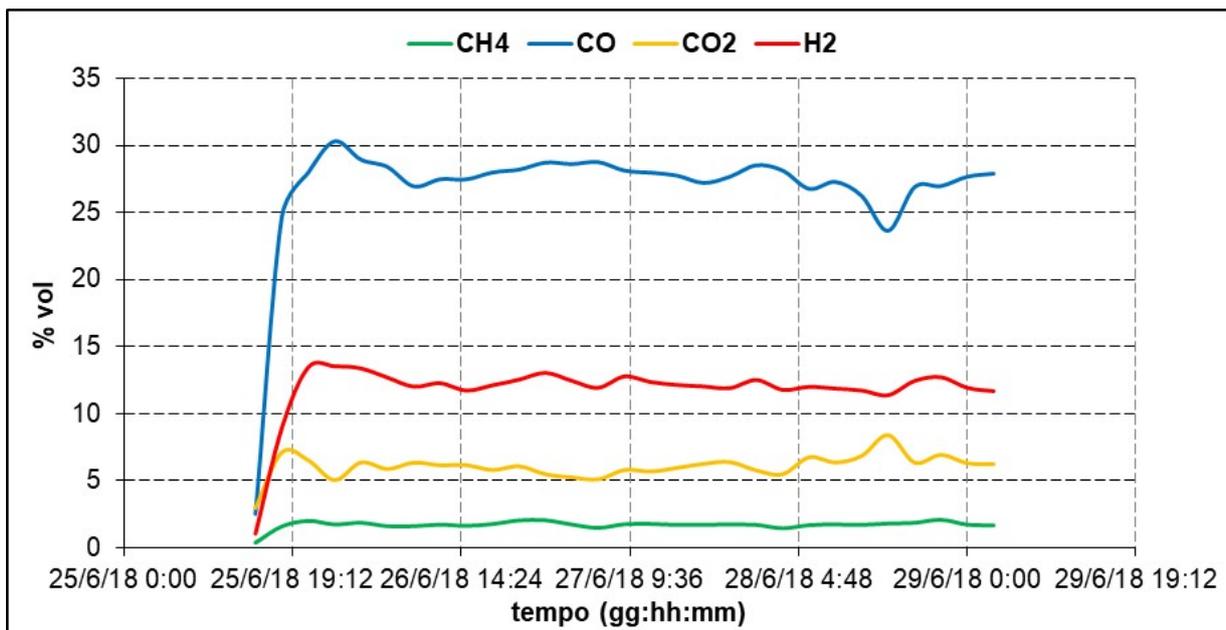


Figura 42. Andamento delle concentrazioni medie per la composizione del syngas alla presa di campionamento DJ001P (ABB) del 16-20/07/2018

Dal momento in cui il sistema raggiunge le condizioni di funzionamento a regime, la concentrazione media di H₂ risulta pari a circa il 12,2%, quella di CO pari a circa il 27,6%, quella di CH₄ pari al 1,75% e quella di CO₂ pari a circa 6,2% per un rapporto CO/CO₂ pari a 4,45 ed un rapporto H₂/CO pari a 0,44.

Durante la fase di funzionamento è stata registrata una concentrazione quasi nulla di O₂. Nel primo test sperimentale la portata di syngas calcolata mediante il bilancio Azoto ha restituito un valore medio di circa 815 kg/h.

Di seguito riportiamo nella Tabella 22, Tabella 23 e Tabella 24 i dati complessivi del processo di gassificazione in termini di composizione e portata del syngas e combustibile consumato.

Tabella 22. Concentrazioni medie % del syngas da ABB (DJ001) del 16-20/07/2018

CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ S	O ₂	N ₂
1,75461	27,58947	6,18029	12,21195	0,767159	0,494742	51,00178

Tabella 23. Riepilogo delle caratteristiche del gas ottenuto del 16-20/07/2018

Pressione	Bar	1,0062
Temperatura	°C	68,1500
Temperatura	K	341,3
Hi syngas	[MJ/kg]	4,374
Qgc	%	38,7301
MM mix	kg/kmol	25,94
Rmix	J/(kg*K)	320,572
Cp	kJ/(kg*K)	1,162
Cv	kJ/(kg*K)	0,842
k	adm	1,381
v	m ³ /kg	1,073
Densità	kg/m ³	0,932
Densità N	kg/m ³	1,16

Tabella 24. Caratteristiche operative del gassificatore del 16-20/07/2018

Portata Volumetrica di syngas misurata dall'FT001	m ³ /h	641,9500
Massa di syngas corretta (da densità normale)	kg/h	598,17
Massa di syngas da bilancio N ₂	kg/h	815,02
Errore del misuratore FT001	%	26,61
Massa di combustibile (umida)	kg/h	300,0000
Massa di combustibile (secca)	kg/h	225,4170
Hi ₀ C55 (Potere Calorifico del combustibile sul secco)	MJ/kg	17,764
Massa aria	kg/h	620,1300
Rendimento di Gas Freddo	adm	89,02
Hi syngas (Potere calorifico del syngas normalizzato)	MJ/Nm ³	5,06
Produzione volumetrica di Syngas	Nm ³ /h	704,34
Ore sperimentazione	h	96,00
ER	adm	0,56

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 90 % (da verificare)
- Produzione volumetrica di Syngas pari a 704,3 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 25. 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 C %	Volatile dry%	Ash dry%
SC2 h 21:10 16/07	0,40	14,32	68,32	16,98	14,37	68,59
SC4 h 09:05 17/07	0,25	13,51	87,50	0,00	13,55	87,71
SC5 h 15:10 17/07	9,54	14,05	76,99	0,00	15,53	86,22
SC6 h 21:50 17/07	2,22	14,54	84,28	0,00	14,87	86,20
SC7 h 03:50 18/07	0,20	13,96	88,82	0,00	13,98	89,00
SC9 h 16:30 18/07	0,05	13,39	88,49	0,00	13,39	88,51
SC11 h 06:20 19/07	0,05	9,85	91,27	0,00	9,85	91,31
SC12 h 12:20 19/07	0,01	11,28	91,15	0,00	11,29	91,16

L'analisi del carbonio fisso contenuto negli scarichi del gassificatore (Tabella 25) evidenzia un ottimo andamento del processo di gassificazione, come si evince dalla Tabella 25.

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

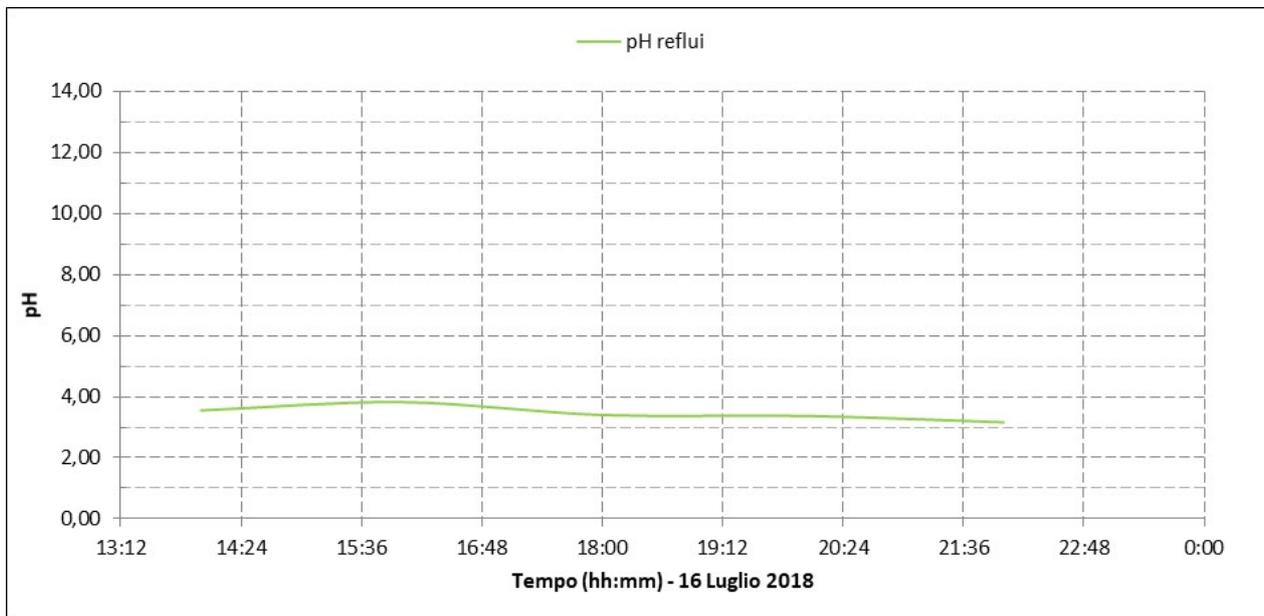


Figura 43. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (16 Luglio 2018)

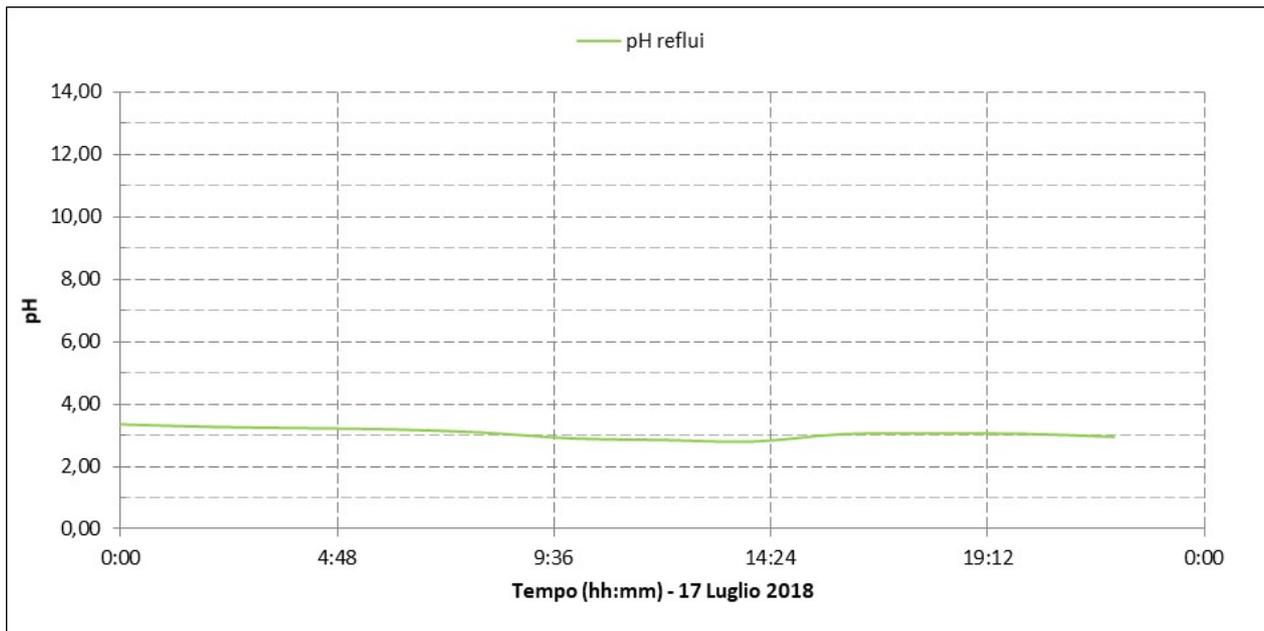


Figura 44. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (17 Luglio 2018)

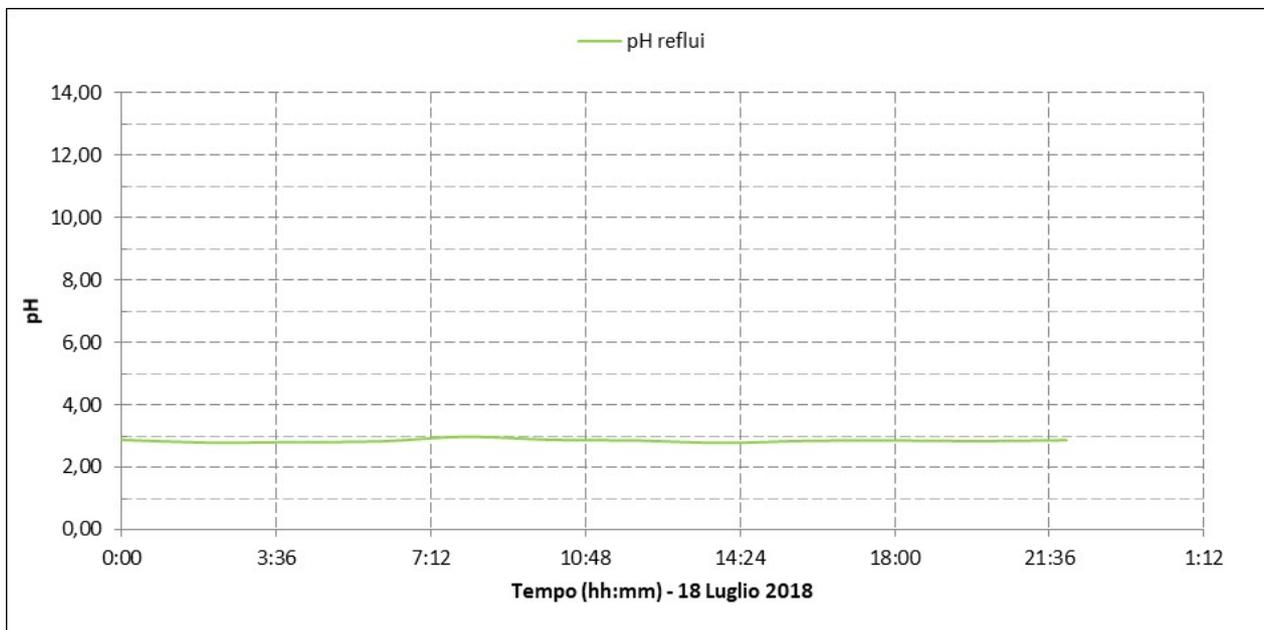


Figura 45. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (18 Luglio 2018)

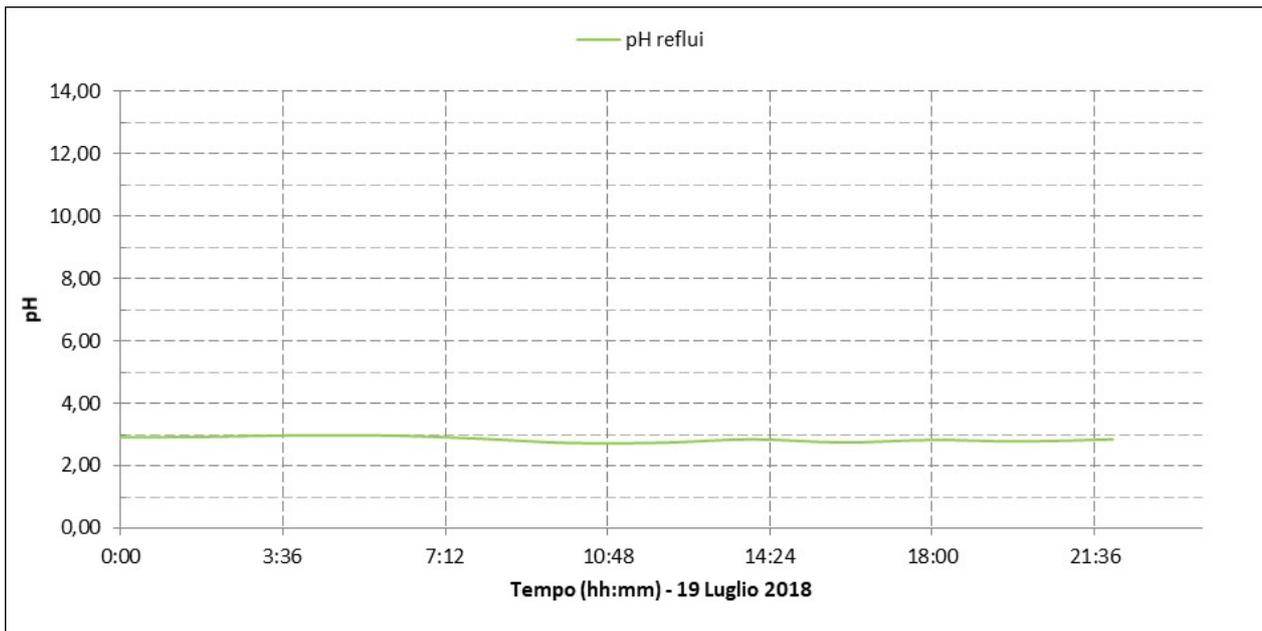


Figura 46. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (19 Luglio 2018)

Gli andamenti del PH monitorati sul sistema di clean-up rispecchiano come andamento e valori esattamente quanto osservato nei precedenti test sperimentali.

5.6 Analisi dati sperimentali ottenuti dai test di gassificazione del 16-20/09/2018

Nel corso della prova sperimentale del 16-20/07/2018 (72 ore), sono stati gassificati mediamente 222,75 kg/h di combustibile. La portata di aria utilizzata, si è attestata sui 602,3 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 40 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.

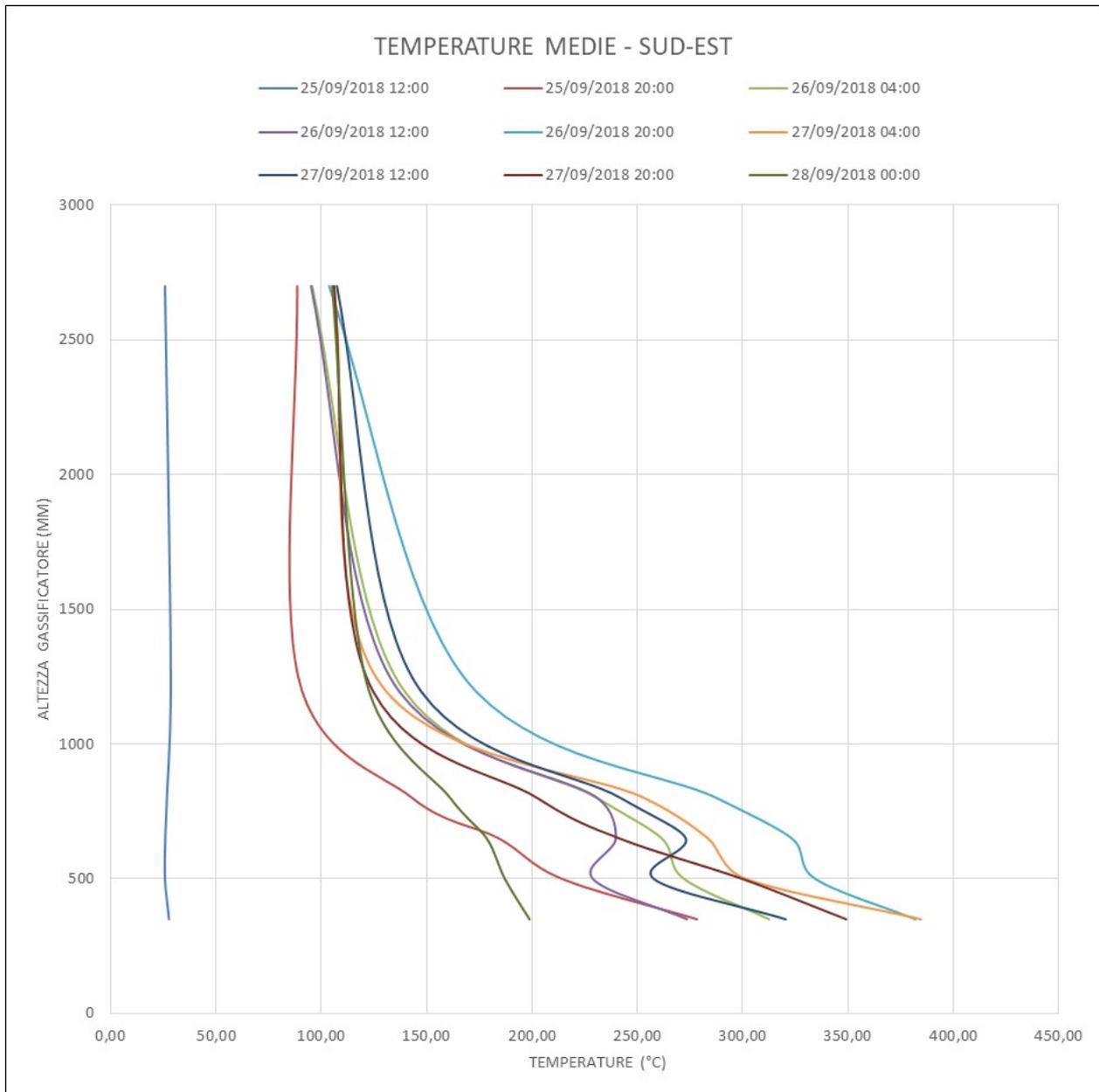


Figura 47. Profilo di temperatura all'interno del gassificatore durante le prove di gassificazione del 25-28/09/2018 (Fila Sud Est)

La Figura 41 e la Figura 42 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.

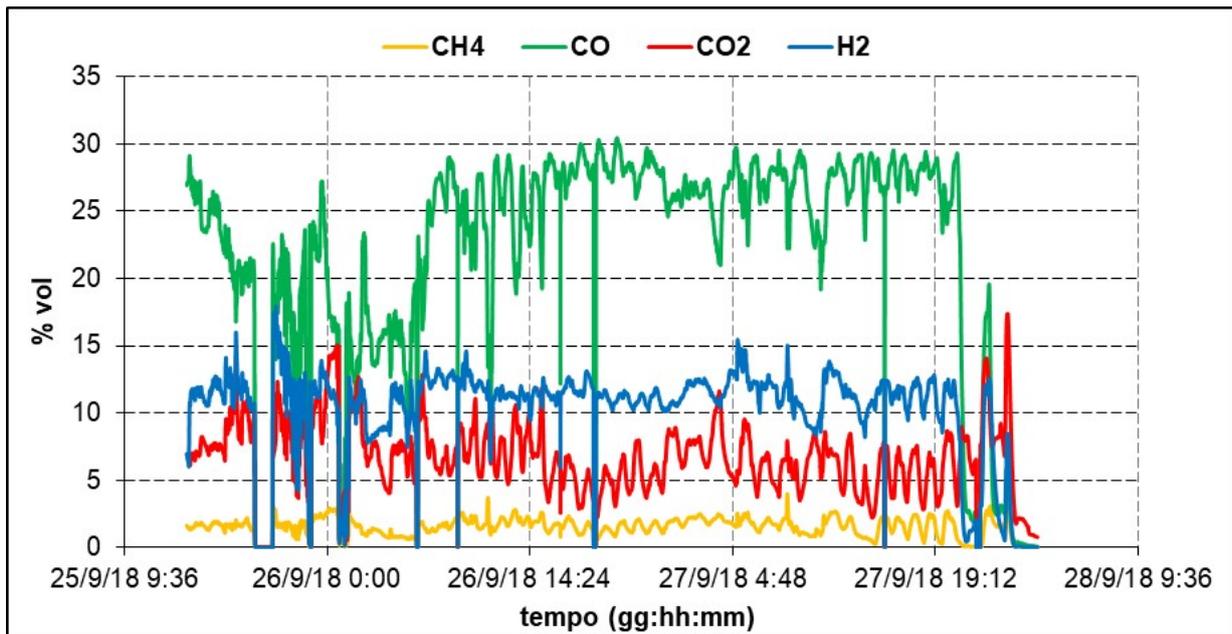


Figura 48. Andamento nel tempo della composizione del syngas grezzo DJ001P del 25-28/09/2018

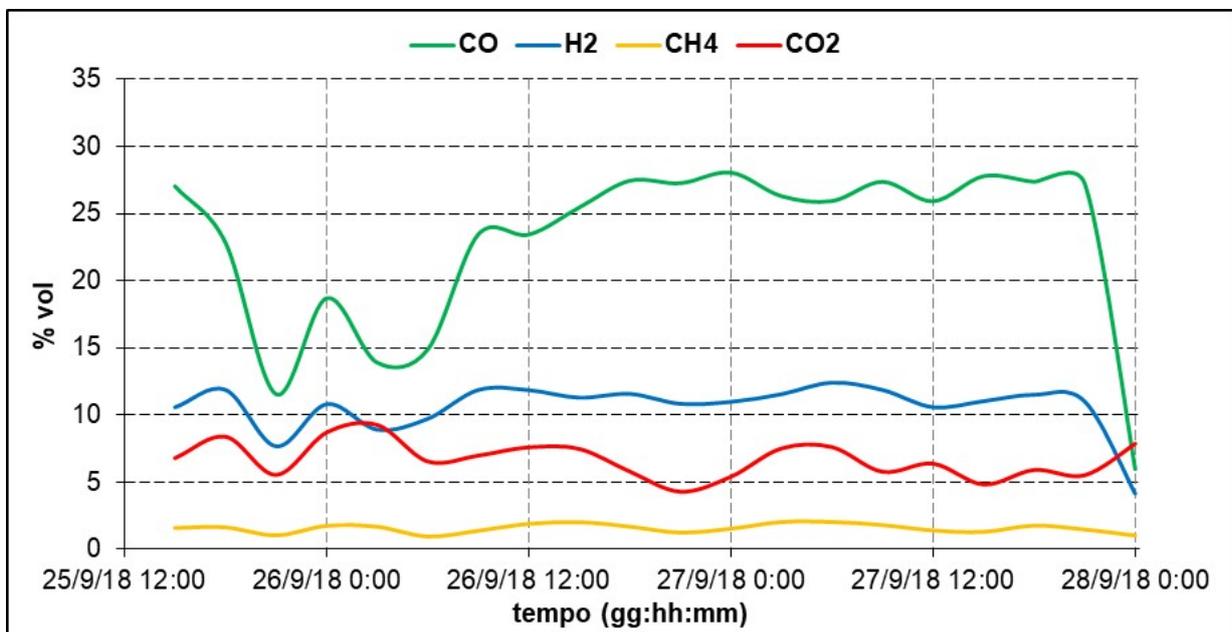


Figura 49. Andamento delle concentrazioni medie per la composizione del syngas alla presa di campionamento DJ001P (ABB) del 25-28/09/2018

Dal momento in cui il sistema raggiunge le condizioni di funzionamento a regime, la concentrazione media di H₂ risulta pari a circa il 11,36%, quella di CO pari a circa il 26,9%, quella di CH₄ pari al 1,68% e quella di CO₂ pari a circa 6,1% per un rapporto CO/CO₂ pari a 4,4 ed un rapporto H₂/CO pari a 0,42.

Durante la fase di funzionamento è stata registrata una concentrazione quasi nulla di O₂. Nel primo test sperimentale la portata di syngas calcolata mediante il bilancio Azoto ha restituito un valore medio di circa 815 kg/h.

Di seguito riportiamo nella Tabella 22, Tabella 23 e Tabella 24 i dati complessivi del processo di gassificazione in termini di composizione e portata del syngas e combustibile consumato.

Tabella 26. Concentrazioni medie % del syngas da ABB (DJ001) del 25-28/09/2018

CH ₄	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ S	O ₂	N ₂
1,6830	26,8893	6,0966	11,3618	0,0000	0,3635	53,6057

Tabella 27. Riepilogo delle caratteristiche del gas ottenuto del 25-28/09/2018

Pressione	Bar	1,0083
Temperatura	°C	46,5600
Temperatura	K	319,71
Hi syngas	[MJ/kg]	4,506
Qgc	%	39,9341
MM mix	kg/kmol	25,83
Rmix	J/(kg*K)	321,837
Cp	kJ/(kg*K)	1,155
Cv	kJ/(kg*K)	0,834
k	adm	1,386
v	m ³ /kg	1,007
Densità	kg/m ³	0,993
Densità N	kg/m ³	1,15

A causa di numerose problematiche legate al malfunzionamento di alcune apparecchiature non è stato possibile stimare con certezza la prestazioni dell'impianto durante il test.

Tabella 28. Analisi di laboratorio relative agli scarichi:

Sample Name	Moisture %	Volatile %	Ash %	Fixed C %	Volatile dry%	Ash dry%
SC2 h 21:10 16/07	0,40	14,32	68,32	16,98	14,37	68,59
SC4 h 09:05 17/07	0,25	13,51	87,50	0,00	13,55	87,71
SC5 h 15:10 17/07	9,54	14,05	76,99	0,00	15,53	86,22
SC6 h 21:50 17/07	2,22	14,54	84,28	0,00	14,87	86,20
SC7 h 03:50 18/07	0,20	13,96	88,82	0,00	13,98	89,00
SC9 h 16:30 18/07	0,05	13,39	88,49	0,00	13,39	88,51
SC11 h 06:20 19/07	0,05	9,85	91,27	0,00	9,85	91,31
SC12 h 12:20 19/07	0,01	11,28	91,15	0,00	11,29	91,16

L'analisi del carbonio fisso contenuto negli scarichi del gassificatore (Tabella 25) evidenzia un ottimo andamento del processo di gassificazione, come si evince dalla Tabella 25.

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

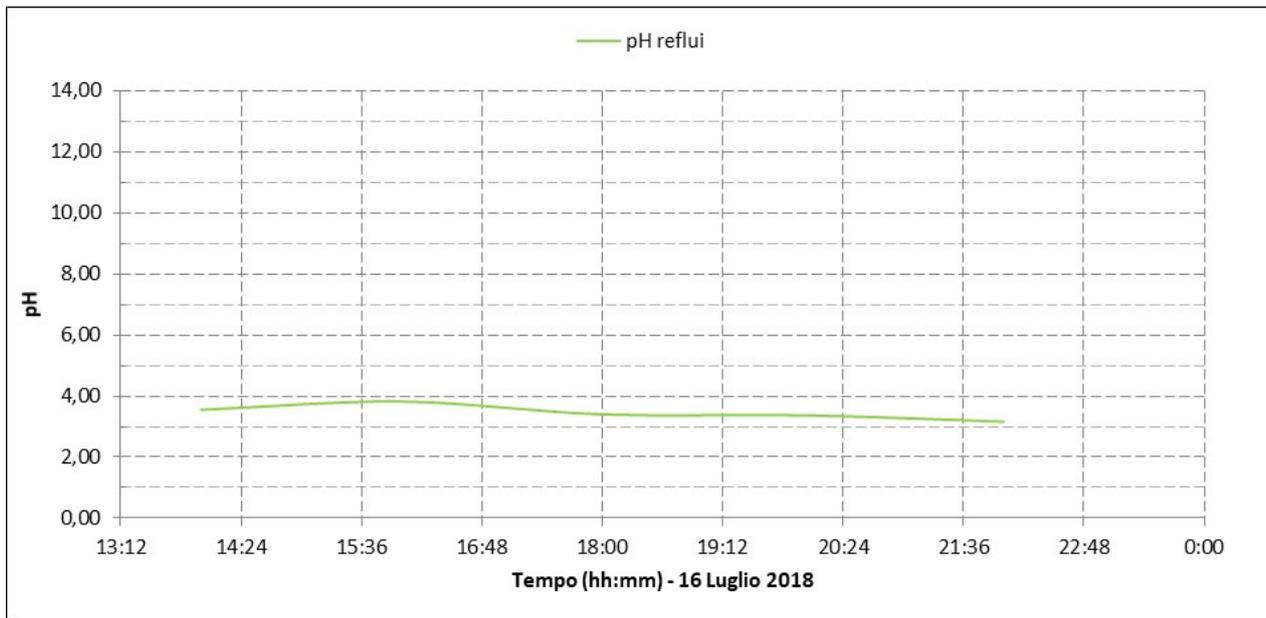


Figura 50. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (16 Luglio 2018)

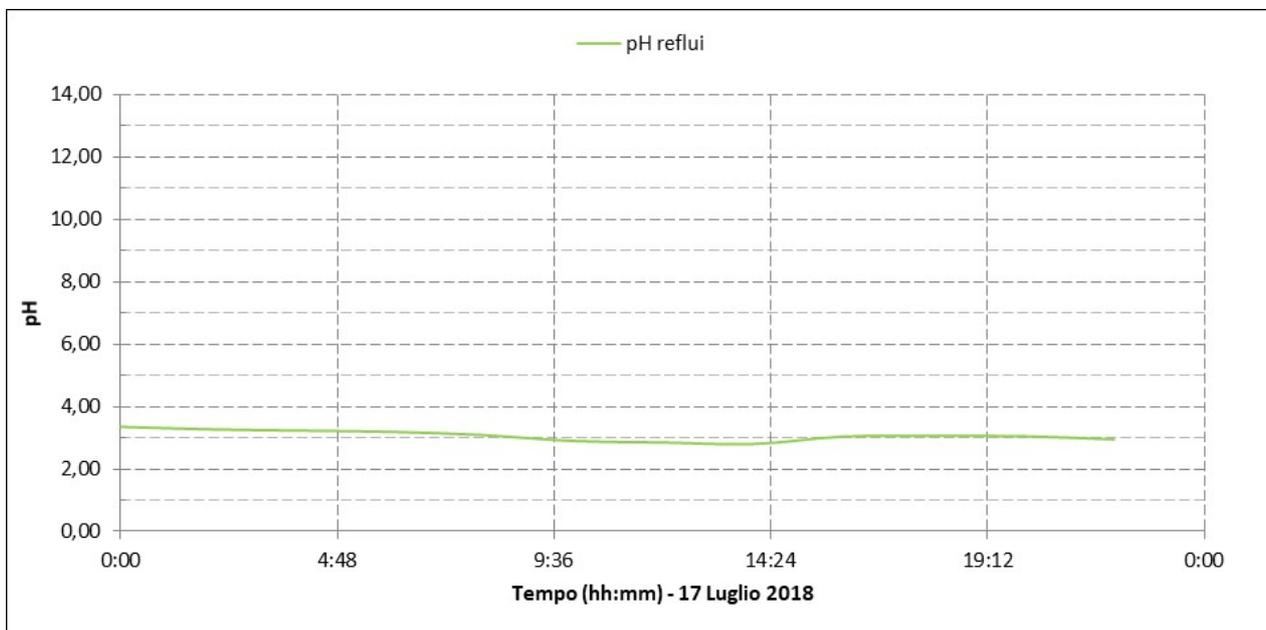


Figura 51. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (17 Luglio 2018)

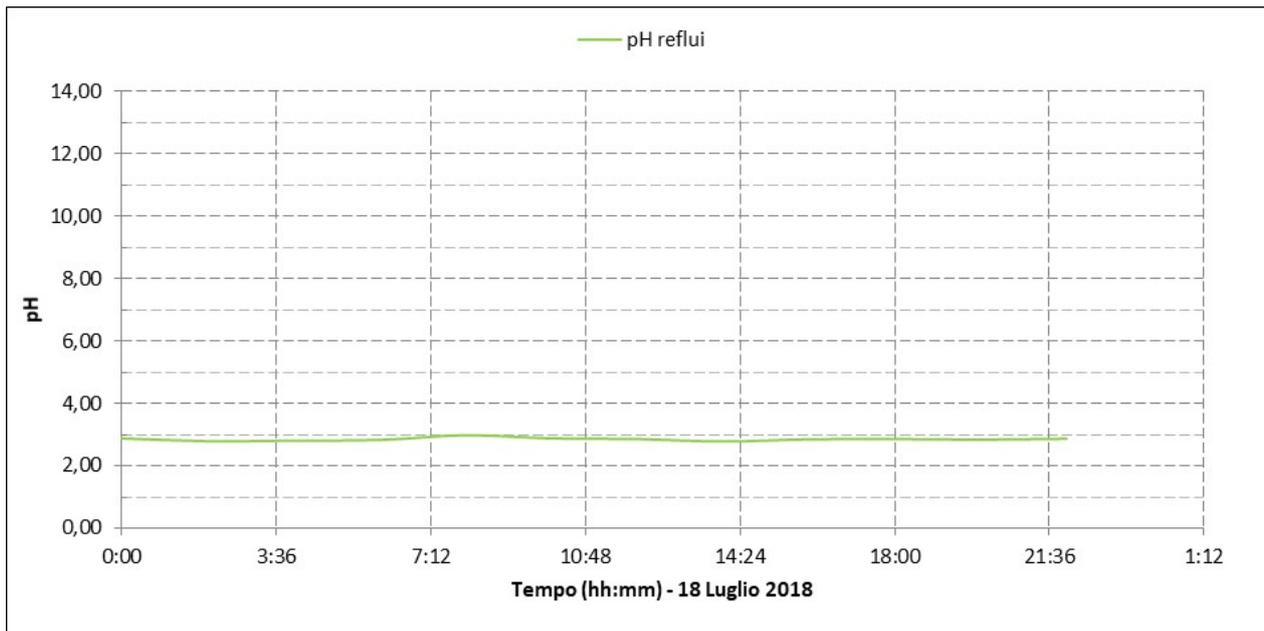


Figura 52. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (18 Luglio 2018)

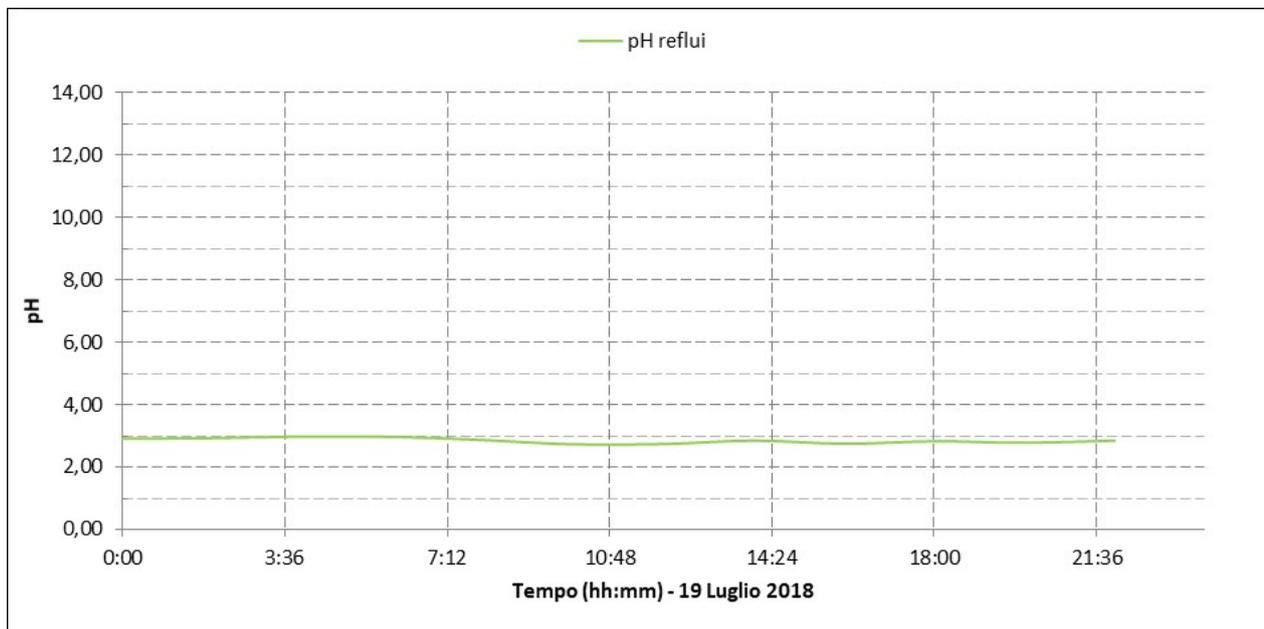


Figura 53. Andamento del pH sul circuito di ricircolo dello scrubber (19 Luglio 2018)

Gli andamenti del pH monitorati sul sistema di clean-up rispecchiano come andamento e valori siano esattamente concordanti con quanto osservato nei precedenti test sperimentali.

5.7 Valutazione delle prestazioni del sistema di clean-up

Durante i test sperimentali è stata fatta una valutazione del funzionamento del sistema di clean-up nella sua interezza in base ai parametri di processo acquisiti riportiamo di seguito uno schema del sistema in questione:

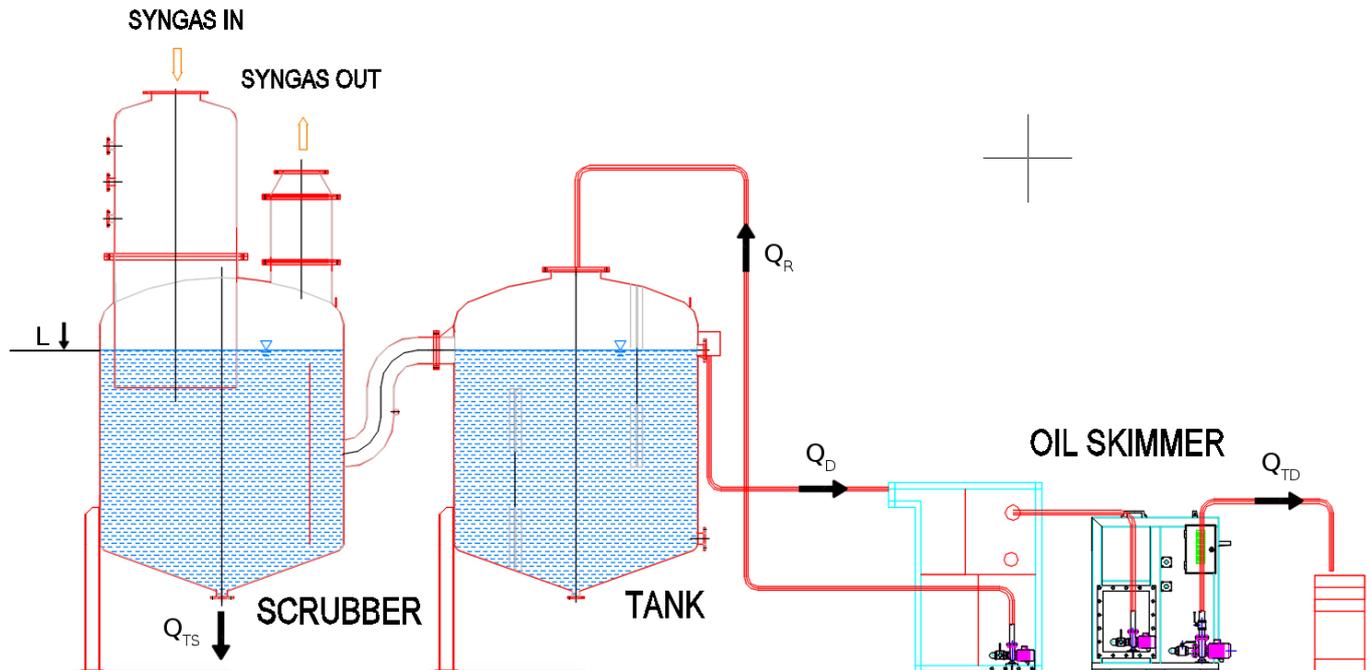


Figura 54. Schema del sistema del clean-up+disoleatore

Il livello dei tank è fisso a 1.600 mm, abbiamo evidenziato in figura quattro flussi principali:

Q_{TS} = portata di scarico catrami pesanti in uscita dal tank dello scrubber, tale portata è stata valutata essere pari a 20 kg/h

Q_R = portata di rinvio del sottoprodotto dal disoleatore al tank 20/30 kg/h

Q_D = portata di invio sottoprodotto dal tank al disoleatore 20/30 kg/h

Q_{TD} = portata degli olii leggeri in uscita dal disoleatore 5 kg/h (fortemente concentrata).

Le quantità riportate sono indicative di alcuni test effettuati aspettiamo una conferma su nuovi test sperimentali, se tali quantità dovessero essere confermate la produzione di reflui sarebbe di molto diminuita.

6 Conclusioni

Durante il corso dell'annualità corrente si è proceduto a testare il gassificatore dell'impianto dimostrativo Sotacarbo con l'obiettivo principale di valutare il funzionamento e le prestazioni del clean-up dell'impianto integrandolo con il disoleatore (acquistato ed inserito nella precedente annualità). Le principali attività eseguite sono state:

- Implementazione dei sistemi di misura dei principali parametri di processo, migliorandone la gestione ed il posizionamento
- Modifiche al sistema di abbattimento degli inquinanti presenti nel syngas, migliorando quello già presente (scrubber) con l'inserimento di un disoleatore e la sua ottimizzazione.
- Caratterizzazione dei differenti reflui prodotti dalle differenti parti dell'impianto.

Sono stati effettuati diversi test sperimentali durante i quali le condizioni di funzionamento sono state mantenute 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. Si riportano di seguito i parametri utilizzati durante i test effettuati durante la presente annualità:

- Combustibile utilizzato Mix 90% Cippato e 10% Carbone Colombiano,
- Portata di aria inviata al gassificatore: ≈ 600 kg/h
- Portata di syngas: ≈ 700 Nm³/h
- Portata media di combustibile: ≈ 250 kg/h
- Rendimento gas freddo: 80%
- Potere calorifico syngas: ≈ 5 MJ/Nm³.
- Quantità di tar prodotta (da bilanci): 50-130 g/ 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:

- Cambiamento della posizione del campionatore TAR;
- Ottimizzazione dell'integrazione del sistema di clean-up con il disoleatore;
- Test del sistema disoleatore/clean-up;
- Ottimizzazione del sistema di clean-up completo.

Le modifiche effettuate sul Clean-up hanno permesso di convogliare i componenti pesanti sul fondo del tank dello Scrubber e i componenti leggeri sul pelo libero del tank della guardia idraulica.

Le modifiche effettuate al sistema di clean-up, il cui effetto è stato valutato durante l'annualità in corso, hanno permesso una forte diminuzione dei reflui prodotti anche se non è stato possibile eliminare del tutto i tar dall'acqua di lavaggio del sistema.

Inoltre è stato testato il sistema di produzione di energia elettrica per un brevissimo periodo di tempo senza alcun problema. Per comprendere meglio il suo funzionamento è necessario incrementare le ore di funzionamento.

7 Riferimenti bibliografici

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