

Ricerca di Sistema elettrico



Progettazione dei test sperimentali da effettuare in Sotacarbo, comprensivo dell'analisi e interpretazione dei dati sperimentali (LA 1.14)

Umberto Arena, Francesco Parrillo, Carmine Boccia,
Dario Tedesco, Filomena Ardolino

 Università
degli Studi
della Campania
Luigi Vanvitelli

LA1.14 SUPPORTO TECNICO SCIENTIFICO ALLE MODIFICHE IMPIANTISTICHE DEL GASSIFICATORE A LETTO FLUIDO BOLLENTE

Autori: Umberto Arena, Francesco Parrillo, Carmine Boccia, Dario Tedesco, Filomena Ardolino.

Dipartimento di Scienze e Tecnologie Ambientali Biologiche e Farmaceutiche dell'Università della Campania "Luigi Vanvitelli"

Giugno, 2023

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dell'Ambiente e della Sicurezza Energetica - ENEA

Piano Triennale di Realizzazione 2022-2024

Obiettivo: *Decarbonizzazione*

Progetto: *"Progetto Integrato Tecnologie dell'idrogeno"*

Linea di attività: 1.14

Responsabile del Progetto: Luca Turchetti, ENEA

Responsabile Linea di Attività: Francesco Parrillo, Dipartimento di Scienze e Tecnologie Ambientali Biologiche e Farmaceutiche dell'Università della Campania "Luigi Vanvitelli"

Mese inizio previsto: Gennaio 2023 (mese 13)

Mese inizio effettivo: Gennaio 2023 (mese 13)

Mese fine previsto: Giugno 2023 (mese 18)

Mese fine effettivo: Giugno 2023 (mese 18)

Il presente documento descrive le attività di ricerca svolte all'interno dell'Accordo di collaborazione *"Supporto tecnico scientifico per l'upgrading e testing di un impianto di gassificazione a letto fluido bollente per la produzione di idrogeno attraverso la valorizzazione di rifiuti plastici non riciclabili"*

Responsabile scientifico ENEA: Luca Turchetti

Responsabile scientifico Co-beneficiario: Umberto Arena

Indice

1	RISULTATI ATTESI	3
2	RISULTATI OTTENUTI.....	4
3	PRODOTTI ATTESI.....	6
4	PRODOTTI SVILUPPATI	7
5	ANALISI DEGLI SCOSTAMENTI SU ATTIVITÀ E RISULTATI	8
6	SINTESI DELLE ATTIVITÀ SVOLTE	9
7	DETTAGLIO DELLE ATTIVITÀ SVOLTE.....	10
8	CONTRIBUTO DELLE EVENTUALI CONSULENZE ALLE ATTIVITÀ SOPRA DESCRITTE.....	22
9	PUBBLICAZIONI SCIENTIFICHE.....	23
10	EVENTI DI DISSEMINAZIONE	24

1 Risultati attesi

Programma di prove sperimentali in condizioni di gassificazione autotermica, con indicazione dei parametri operativi da adottare.

Come riportato nel Capitolato e nell'Allegato Tecnico all'Accordo di Collaborazione (AdC), *“L'attività del gruppo di lavoro UVAN è strettamente connessa alle attività SOTACARBO sullo sviluppo del processo termochimico della gassificazione a letto fluido bollente per la produzione di idrogeno attraverso la valorizzazione dei rifiuti plastici non riciclabili e della biomassa”*. **UVAN ha definito “un programma di prove sperimentali con il gassificatore a letto fluido FABER, in condizioni autotermiche, impiegando vapore ed aria arricchita in ossigeno, con valori crescenti del tenore di ossigeno nella corrente di aria arricchita.”**

È noto che la gassificazione autotermica è il processo nel quale l'energia necessaria per le reazioni endotermiche di gassificazione è ottenuta dall'ossidazione parziale di una limitata frazione del combustibile alimentato¹. In questo caso, il combustibile è uno scarto plastico da raccolta differenziata, fornito dal Consorzio Nazionale CoRePla e dalla società I.Blu (<https://www.iblu.it/>) ma si sono programmate e realizzate, come da Capitolato *“anche alcune prove di co-gassificazione plastica-biomassa, al fine di valutare la flessibilità operativa dell'impianto ed esaminare gli effetti di un ulteriore parametro operativo”*.

Si tratta di **16 prove sul gassificatore FABER**, 12 con il solo rifiuto plastico e 4 in co-gassificazione, che **sono state condotte per valutare il comportamento del reattore al ridursi del contenuto di azoto (che è il principale “moderator” nei processi di gassificazione)**.

L'esercizio con agenti gassificanti diversi richiede di modulare, monitorare e controllare parametri operativi differenti: i) usando solo aria come agente gassificante e fluidizzante, il parametro da considerare, oltre a quelli fluidodinamici, è il rapporto di equivalenza (ER), che indica le moli di ossigeno alimentate al reattore, rispetto a quelle stechiometriche per la reazione di combustione; ii) usando ossigeno e vapore, bisogna considerare anche il rapporto vapore-carbonio (StC), che indica le moli di vapore alimentate per ogni mole di carbonio del combustibile in ingresso. In queste condizioni, l'assenza (o la minore presenza) di azoto richiede che il vapore operi anche da *moderator* della temperatura, e quindi è opportuno monitorare anche il rapporto vapore-ossigeno (StO₂).

L'elenco completo delle prove programmate, e poi sviluppate tra maggio e giugno 2023, è riportato nel paragrafo 7, assieme all'indicazione puntuale dei parametri operativi adottati (ER, StC, StO₂, frazione molare di O₂ nel mezzo gassificante) e dei risultati ottenuti.

UVAN ha presenziato all'esecuzione del programma completo di prove sperimentali di gassificazione, fornendo supporto tecnico-scientifico sulla base dell'esperienza acquisita in oltre dieci anni di esercizio su impianti di gassificazione a letto fluido, simili per tecnologia e dimensioni geometriche.

UVAN ha elaborato i dati di esercizio e le analisi on-line e off-line eseguite da Sotacarbo, sviluppando bilanci di materia sulle specie atomiche e bilanci di energia, per ogni prova. Ha anche valutato i parametri di misura delle prestazioni del processo, quali la composizione del syngas, il rapporto H₂/CO, la *cold gas efficiency* (CGE), l'efficienza di conversione del carbonio (CCE), la resa in syngas, il potere calorifico e l'energia specifica del syngas, il tenore e la tipologia degli inquinanti. Sono stati poi definiti i profili longitudinali di temperatura e composizione del syngas, che consentiranno lo sviluppo o validazione di modellazioni matematiche, per le quali sono stati già attivati contatti e collaborazioni internazionali.

¹ Arena, U., 2012. Process and technological aspects of municipal solid waste gasification. A review. Waste Management, 32:625-639. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2011.09.025>

2 Risultati ottenuti

2.1 I risultati della sperimentazione per guidare la progettazione di processo

I risultati ottenuti rispettano pienamente quelli attesi nel capitolato vigente.

La sperimentazione ha prodotto il 100% dei risultati attesi, che possono essere così schematizzati:

- ✓ *Programma di prove sperimentali in condizioni di gassificazione autotermica, con indicazione dei parametri operativi da adottare.*

Il programma delle 16 prove con il gassificatore pilota (12 con il solo rifiuto plastico e 4 in co-gassificazione plastica-biomassa), è stato definito per poter avere indicazioni sul comportamento del reattore al variare della frazione di ossigeno nel mezzo gassificante (dal 21% al 39%), per valori diversi dei parametri ER (0.22-0.25) e StC (0.75-1.13) o StO₂ (2.15-3.20).

- ✓ *Supporto tecnico-scientifico all'esecuzione di tutte le prove sperimentali programmate presso il gassificatore FABER in scala pilota del Centro di Ricerca di Sotacarbo (come attestato da registro delle presenze del personale).*

UVAN ha presenziato a tutte le prove sperimentali con almeno un ricercatore (ma, più spesso, 2 o 3), fornendo supporto tecnico-scientifico anche nella fase di conduzione delle prove.

- ✓ *Elaborazione dei dati sperimentali acquisiti durante le prove sperimentali e delle analisi condotte da Sotacarbo per guidare la progettazione.*

UVAN ha elaborato i dati misurati e le analisi dei campioni prelevati durante tutte le prove, riportando i risultati in termini dei principali parametri operativi di misura delle prestazioni del processo. I risultati hanno evidenziato i ruoli cruciali del vapore, come *moderator* della temperatura del reattore (misurato dal parametro StO₂), e del rapporto ER, per la definizione della composizione e qualità del syngas. Questi risultati, tutt'altro che scontati dato il disaccordo esistente nella letteratura scientifica², forniscono indicazioni per le modifiche impiantistiche da apportare all'impianto FABER per poterlo gestire con vapore e ossigeno.

2.2 Benefici per il sistema elettrico nazionale e i suoi utenti

I risultati appena menzionati guidano nella progettazione di processo e poi realizzazione di modifiche impiantistiche mirate del gassificatore FABER. Si ricorda che nel mondo non esistono ancora criteri di gestione e di progettazione di impianti di gassificazione alimentati a vapore e ossigeno. E ciò nonostante sia evidente che l'industria dei trattamenti termochimici avanzati abbia individuato la gassificazione autotermica, con ossigeno e vapore, come la strada preferibile per la produzione di idrogeno, soprattutto a partire da rifiuti plastici³.

I risultati andranno quindi a impattare positivamente su una progettazione mirata di impianti di questo genere, che sono ad un tempo innovativi e dedicati, per la produzione di idrogeno da rifiuti plastici.

² Han, S.W. et al., 2022. Gasification characteristics of waste plastics (SRF) in a bubbling fluidized bed: Use of activated carbon and olivine for tar removal and the effect of steam/carbon ratio. *Fuel*, 314, 123102. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.123102>; Sebastiani A. et al., 2021. Steam - oxygen gasification of RDF in fluidized beds: Modelling and pilot plant testing. *Fuel Processing Technology*. 216, 106783. <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2021.106783>

³ Arena, U., 2023. Advanced Recycling Technologies for Household Mixed Plastics Waste. Keynote lecture at: Sustainable Waste management: a fast track to Net Zero, UCL-Royal Academy of Engineering, London (UK), April 27th, 2023.

I benefici potranno riguardare sia l'innovazione tecnologica nel settore della produzione di idrogeno sia l'individuazione di una via alternativa per la gestione di plastiche miste, non riciclabili con i sistemi tradizionali, ad alto valore aggiunto economico ed ambientale.

3 Prodotti attesi

Rapporto tecnico (R1.14-1): “Progettazione dei test sperimentali da effettuare in Sotacarbo, comprensivo dell'analisi e interpretazione dei dati sperimentali”.

I prodotti attesi sono costituiti da questo Rapporto tecnico R1.14-1.

4 Prodotti sviluppati

I prodotti sviluppati corrispondono pienamente a quelli attesi e sono raccolti in questo Rapporto tecnico R1.14-1: "Progettazione dei test sperimentali da effettuare in Sotacarbo, comprensivo dell'analisi e interpretazione dei dati sperimentali".

Questo Rapporto contiene, in particolare:

1. **Programmazione dei test sperimentali da effettuare sul gassificatore pilota di Sotacarbo**, impiegando un rifiuto plastico da raccolta differenziata da solo o in co-gassificazione con una biomassa.
2. **Individuazione e definizione dei parametri chiave del processo**. Si è sviluppato un approfondimento specifico perché la (limitata) letteratura scientifica non concorda su quali siano tali parametri, utilizzando, oltre al rapporto di equivalenza (ER) e alla velocità di fluidizzazione, sia il rapporto vapore/ossigeno (StO₂) sia il rapporto vapore/carbonio (StC) sia ancora il grado di arricchimento, cioè la frazione molare di ossigeno nella corrente fluidizzante.
3. **Caratterizzazione dei combustibili da impiegare**, realizzata attraverso analisi immediata ed elementare oltre che con termogravimetrie. Si sono identificati e caratterizzati un rifiuto di plastica mista di riferimento (Blupolymer) ed una biomassa (chips di Eucalipto).
4. **Individuazione dei parametri prestazionali del processo**, in una modalità di esercizio che non è più per la produzione di energia (*waste-to-energy, WtE*) ma per la produzione di combustibili (*waste-to-fuel, WtF*) o prodotti chimici (*waste-to-chemicals, WtCh*).
5. **Definizione dei componenti esistenti del reattore per i quali è opportuno procedere a sostituzione o upgrading per l'esercizio con solo vapore e ossigeno**. I componenti oggetto di maggiore attenzione sono stati il gruppo caldaia per la generazione di vapore, i sistemi di alimentazione dei combustibili e quelli degli agenti gassificanti, il sistema di pulizia del syngas, il sistema di acquisizione dati e controllo del processo.

5 Analisi degli scostamenti su attività e risultati

Non ci sono scostamenti rispetto ai risultati attesi.

Gli scostamenti rispetto alle attività previste riguardano maggiori impegni e spese di personale, anche se limitate e con un costo complessivo della Linea di Attività decisamente inferiore di quello preventivato (49.932 euro invece di 61.530 euro).

I maggiori impegni di personale sono stati determinati principalmente da:

- La necessità di partecipare a tutte le prove sperimentali condotte da maggio a giugno 2023 presso il Centro di Ricerca di Sotacarbo, impegnando fino a tre unità di personale UVAN, perché, trattandosi delle prime prove del genere condotte presso questo impianto pilota, c'era un'evidente necessità di un approccio attento a ogni stadio delle diverse fasi sperimentali. Ciò ha inevitabilmente accresciuto le spese di personale.
- L'esigenza di acquisire, in soli sei mesi, tutte le informazioni scientifiche e i dati tecnici necessari a identificare i parametri chiave del processo di gassificazione con ossigeno e vapore, che è molto poco studiato in letteratura. I pochi testi scientifici riportano informazioni contraddittorie, il che da un verso conferma il carattere innovativo della ricerca proposta e dall'altro giustifica la necessità di uno studio molto concentrato in questi sei mesi di attività, con intensità maggiore di quanto si potesse prevedere in sede di preventivo.

L'unica e importante criticità riscontrata (e affrontata) è stata l'impossibilità di spendere la quota prevista per i Costi di Esercizio (materiali di consumo e missioni), perché i ritardi nella formalizzazione dell'Accordo di Programma e, conseguentemente, dell'Accordo di Collaborazione con ENEA, hanno prodotto difficoltà nell'avvio delle procedure di spesa. UVAN ha dovuto far fronte alle spese di missione, necessarie per partecipare alle prove svolte presso Sotacarbo, con risorse proprie.

6 Sintesi delle attività svolte

UVAN ha definito un programma di test con il gassificatore FABER, in condizioni autotermiche, con vapore ed aria arricchita in ossigeno, usando tenori di ossigeno dal 21% al 39%.

Ha presenziato ai test programmati, anche processando dati e analisi, sviluppando bilanci di materia e di energia per ogni prova e valutando i principali parametri di misura delle prestazioni del processo.

Ha studiato il comportamento del reattore, soprattutto in termini di profili di temperatura a regime, al ridursi del contenuto di azoto nel mezzo fluidizzante. Il gassificatore nella sua configurazione attuale, quando alimentato con il solo rifiuto plastico, tende a raggiungere valori di temperatura non accettabili per un esercizio in sicurezza, nonostante i bassi valori del rapporto di equivalenza (0.22 e 0.25) che sono stati adottati.

Si sono indagate condizioni alternative, utilizzando il rifiuto plastico in co-gassificazione con una biomassa: il gassificatore è risultato gestibile in sicurezza ma con limitata flessibilità operativa.

Si sono definite le modifiche da apportare sul reattore FABER per adattarlo all'esercizio autotermico con solo vapore e ossigeno.

7 Dettaglio delle attività svolte

7.1 Considerazioni preliminari sull'esercizio dell'impianto FABER per la gassificazione di plastiche

1. **L'esercizio dell'impianto FABER con agenti gassificanti diversi richiede la gestione di parametri operativi differenti:**
 - a. Nelle condizioni autotermiche ottenute con sola aria come agente gassificante e fluidizzante, il parametro chiave da considerare, oltre a quelli fluidodinamici, è il rapporto di equivalenza (ER), che indica quante moli di ossigeno sono alimentate al reattore, rispetto a quelle necessarie alla stechiometria della reazione di combustione. Questo ossigeno attiverà le reazioni esotermiche di ossidazione parziale, che forniranno l'energia necessaria alle reazioni di gassificazione. In queste condizioni, la temperatura è una variabile di stato del sistema, e bisognerà verificare che i suoi valori rientrino negli intervalli ammissibili per la resistenza dei materiali (quelli massimi) e l'avanzamento efficace delle reazioni di gassificazione (quelli minimi).
 - b. Nelle condizioni autotermiche ottenute con ossigeno e vapore come agenti gassificanti e fluidizzanti, situazione spesso utilizzata nel settore della produzione di idrogeno da rifiuti, tra i parametri operativi bisogna considerare anche il rapporto vapore-carbonio (StC), che indica quante moli di vapore sono alimentate per ogni mole di carbonio del combustibile in ingresso. In queste condizioni, la temperatura è sempre una variabile di stato del sistema, ma l'assenza di azoto (che ha cruciali funzioni di *moderator* termico), impone che il vapore debba svolgere anche il ruolo di *moderator* e quindi, è opportuno monitorare anche il rapporto vapore-ossigeno (StO2).
2. **Durante i test, la corrente di vapore proveniente dalla caldaia va adeguatamente premiscelata con quelle di ossigeno e aria**, per evitare by-pass che possono creare problemi di esercizio e di interpretazione dei risultati. Il plenum già esistente nell'impianto FABER dovrebbe già consentire una pre-miscelazione adeguata di queste correnti (Figura 1). Esso può essere riempito con materiale resistente alla temperatura (ad es., anelli ceramici) per aumentare le perdite di carico e migliorare la pre-miscelazione.

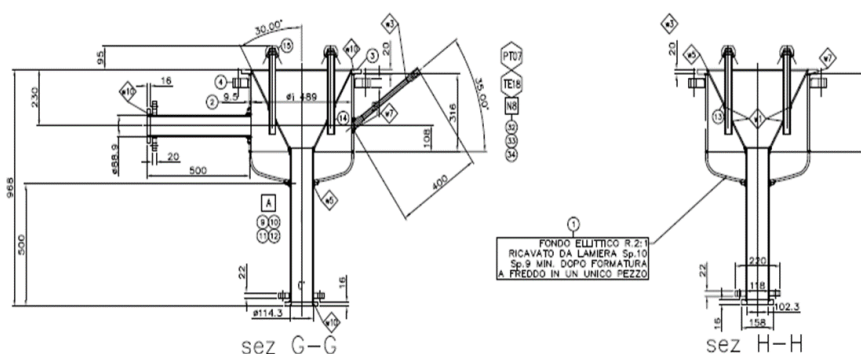


Figura 1 Particolare del disegno esecutivo del plenum dell'impianto FABER

3. **Durante i test, l'alimentazione "over-bed" della plastica è l'unica soluzione possibile.** La plastica deve raggiungere solo la condizione di rammollimento, senza avviare il processo di devolatizzazione, prima di toccare la sommità del letto. Se il percorso di caduta verso la sommità del letto fosse troppo

lungo, ci sarebbe il rischio di una completa devolatilizzazione della plastica e di un conseguente bypass dei volatili, che sarebbero trascinati nel *freeboard* senza attraversare il letto, con ovvie conseguenze di scarsa efficienza di conversione. Va quindi valutata l'altezza di letto espanso per una fissata quantità di materiale del letto inserito nel reattore FABER, così come schematizzato in Figura 2. Nel foglio prova preparato da UVAN per ogni test sul gassificatore FABER, questa misura del letto espanso è valutata nella pagina iniziale, al variare delle condizioni operative.

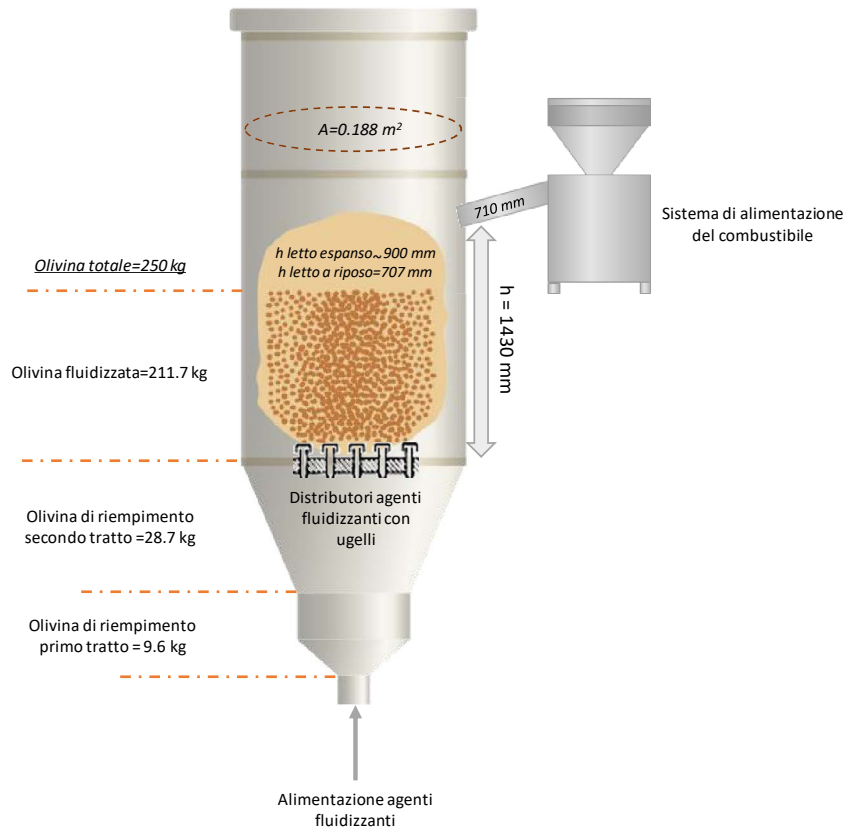


Figura 2. Calcolo dell'altezza del letto espanso del reattore FABER, per una corretta alimentazione del rifiuto plastico.

4. **La fase di preparazione di una prova sperimentale per test con nuove condizioni di esercizio deve prevedere:**
 - a. Il lavaggio del reattore con azoto per circa 1 min;
 - b. l'avvio dell'alimentazione del combustibile plastico;
 - c. il passaggio, tramite quadro controllo, da alimentazione gas fluidizzante con solo azoto ad alimentazione con la miscela stabilita (aria arricchita e miscela ossigeno-vapore) solo subito dopo che l'analizzatore dell'idrogeno (che ha il minor ritardo alla risposta) abbia rilevato valori positivi di concentrazione (così indicando l'arrivo dello scarto plastico nel letto).
5. **La fase intermedia tra due test a diverse condizioni di esercizio deve essere effettuata con aria** (o aria/azoto, qualora la temperatura del reattore sia salita al di sopra dei valori desiderati) **fino al consumo di tutto il combustibile contenuto nel letto.** Questa ultima informazione è rilevabile dalle misure in continuo dell'analizzatore di CO₂.
6. **Per evitare di confondere gli effetti dovuti all'aria arricchita e al vapore con quelli indotti dalla maggiore concentrazione di ossigeno, è opportuno lavorare a parità di ER.** Si è proposto che la

prima serie di prove fosse condotta con **ER=0.22**, per evitare surriscaldamenti eccessivi del reattore. La **seconda serie di prove** è stata prevista in **co-gassificazione con Eucalipto**, sempre con l'obiettivo di limitare l'eccessiva salita di temperatura del reattore. Avendo poi concordato con Sotacarbo ulteriori accorgimenti tecnici per consentire una disponibilità di vapore alimentabile (anche solo limitatamente) maggiore di quella sinora utilizzata, si è proposta una **terza serie di prove con solo rifiuto plastico ed ER=0.25**.

7. **La letteratura scientifica non fornisce informazioni univoche sui parametri chiave del processo:** i) Han et al. (Fuel, 2022, <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.123102>) preferiscono operare attraverso il rapporto vapore/carbonio (StC) nell'intervallo 1-2; ii) Sebastiani et al. (FPT, 2021, <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2021.106783>) preferiscono il rapporto vapore/ossigeno (StO₂), con valori tra 2.2 e 2.9; iii) dati ricavati durante una visita tecnica del personale UVAN all'impianto ABSL di Swindon (UK) indicherebbero valori di $StC \geq 0.7$ e $StO_2 \geq 2.2$, con ER=0.25. Si ritiene che i rapporti ER e StC siano da considerare per valutarne l'effetto su resa e composizione del syngas, mentre il rapporto StO₂ vada impiegato come parametro di controllo della temperatura del reattore.

7.2 Programmazione di prove sperimentali sul gassificatore pilota FABER

7.2.1 Prove con rifiuto plastico ad ER=0.22

La programmazione proposta è riportata in **Tabella 1**.

Si osserva che:

1. Le prove mantengono fisso il valore ER a 0.22, e cambiano il contenuto di ossigeno nel mezzo fluidizzante e il rapporto StC.
2. La portata di vapore, dalla prova B in poi, è stata fissata sempre a circa 28 kg/h, come concordato con Sotacarbo, quindi al massimo valore che si ritiene di poter alimentare al gassificatore con buona costanza di iniezione. Sono state previste anche tre prove con portata di 35 kg/h dopo che modifiche dei tecnici Sotacarbo sulle valvole di alimentazione del vapore lo hanno consentito.
3. Il valore di portata di azoto di sbarramento è indicativo. Si lavorerà nelle condizioni che assicurino che non ci sia by pass di syngas caldo verso i condotti di alimentazione. Per preparare l'impianto a condizioni operative anche in assenza di azoto, si potrebbe valutare l'ipotesi di realizzare anche una linea di alimentazione di gas anidride carbonica, da impiegare anche per inertizzare le tramogge di carico.
4. La velocità di fluidizzazione è fissata a valori abbastanza costanti e tali da assicurare una buona qualità di fluidizzazione del letto.
5. Il materiale del letto è l'olivina, che è già stata usata in passato, con discrete qualità catalitiche nei confronti delle reazioni di tar cracking.
6. La programmazione è solo indicativa dei parametri operativi reali, che risentono delle oscillazioni dei sistemi di alimentazione dei combustibili (± 5 kg/h) e del vapore (± 3 kg/h).

7.2.2 Prove in co-gassificazione plastica-biomassa

La gassificazione della plastica presenta alcuni problemi operativi, problemi legati a:

- elevato potere calorifico, che rende complessa la gestione della temperatura di processo.

- bassa temperatura di rammollimento del combustibile, che complica le operazioni di alimentazione;
- tendenza alla formazione dei tar, che rende critico e cruciale il ruolo del syngas clean-up;

La cogassificazione di una biomassa mitiga questi problemi, potendo comportare anche un miglioramento della qualità e della resa dei prodotti.

Il programma di prove è stato sviluppato a partire da queste considerazioni e dai risultati di esperienze già condotte presso gli impianti pilota di UNIVAN e di Sotacarbo (Parrillo et al., 2023. Energy. <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2023.127220>.) nonché da informazioni della letteratura scientifica (Materazzi et al., 2019. Waste Manag. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2019.05.038>); Han et al., 2022. Fuel. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.123102>) e da rapporti tecnici internazionali (AECOM & Fichtner Consulting Engineers, 2021, <https://assets.publishing.service.gov.uk/media/615ec02be90e07197867ea85/agt-benchmarking-task-2-report.pdf>; IEA Bioenergy. Task 33, 2018, <https://www.ieabioenergy.com/wp-content/uploads/2019/01/IEA-Bioenergy-Task-33-Gasification-of-waste-for-energy-carriers-20181205-1.pdf>).

La programmazione proposta è riportata in **Tabella 2**. Si osserva che:

1. Le prime prove mantengono un ER costante e pari a 0.22.
2. Poiché la risposta termica del reattore è contenuta dalla presenza della biomassa (potere calorifico 13.7 MJ/kg invece dei 38.7 MJ/kg del rifiuto plastico, oltre a umidità del 14% invece che 0.52%), si è previsto anche un test a ER=0.25.
3. La portata di vapore è fissata a 35 kg/h, come concordato con i tecnici Sotacarbo; quindi, al massimo valore che si ritiene di poter alimentare al gassificatore con buona costanza di iniezione.
4. La velocità di fluidizzazione è fissata a valori tali da assicurare una buona qualità di fluidizzazione del letto; il materiale del letto è l'olivina, come nei test di gassificazione di sola plastica.
5. Le prove E-E1 sono a parità di rapporto StC=1.0 e a parità rapporto StO₂ ma con accresciuto tenore di ossigeno nella miscela gassificante. Le prove E2-E3 sono a parità di tenore di ossigeno e a parità di StC=1.1 ma a due differenti ER (0.22 vs 0.25).
6. La programmazione è solo indicativa dei parametri operativi reali, che risentono delle oscillazioni dei sistemi di alimentazione dei combustibili e del vapore. Per tale motivo, c'è stata una ripetizione della prova D1.

7.2.3 Prove con rifiuto plastico, ad ER=0.25

La programmazione proposta è riportata in **Tabella 3**. Si osserva che:

1. A valle delle due serie precedenti di test, si è proposto di lavorare al massimo delle potenzialità attuali del reattore, con ER=0.25 e una buona qualità della fluidizzazione del letto.
2. La portata di vapore è fissata a 35 kg/h, come nelle prove in cogassificazione.
3. Queste condizioni non garantiscono di evitare potenziali rischi di sovratemperature nel reattore: va previsto l'utilizzo di emergenza di azoto, in completa sostituzione degli altri agenti fluidizzanti.
4. Il materiale del letto è sempre l'olivina.
5. Le prove G-G1 e G2 sono a parità di StC=1.15 e a parità di StO₂ ma con accresciuto tenore di ossigeno della miscela gassificante.
6. Anche in questo caso, la programmazione è solo indicativa dei parametri operativi reali, che risentono delle oscillazioni dei sistemi di alimentazione dei combustibili e del vapore.

Tabella 1 Programmazione di test per l'impianto FABER. Prima serie di prove. Gassificazione con BluPolymer_L

Codice test, #	A	B	C	C1	C2	D	D1	D2
Agenti fluidizzanti, #	Air	Air + O2 + vapore	Air + O2 + vapore	Air + O2 + vapore	Air + O2 + vapore	Air + O2 + vapore	Air + O2 + vapore	Air + O2 + vapore
Portata di combustibile, kg/h	29	29	29	29	32	31	31	31
Massima portata consentita, kg/h	37	37	37	37	37	37	37	37
Domanda di ossigeno stechiometrica, m3N/h	64,034	64,034	64,034	64,034	70,658	68,450	68,450	68,450
Domanda di ossigeno stechiometrica, mol/h	2,857	2,857	2,857	2,857	3,152	3,054	3,054	3,054
Qvol di aria da MFC, nL/h	67,000	67,000	44,300	34,000	30,000	38,000	37,000	34,000
Qmol di aria, mol/h	2,989	2,989	1,976	1,517	1,338	1,695	1,651	1,517
Qvol di ossigeno con aria, nL/h	14,070	14,070	9,303	7,140	6,300	7,980	7,770	7,140
Qmol di ossigeno con aria, mol/h	628	628	415	319	281	356	347	319
Qvol di ossigeno secondario da MFC, nL/h	0	0	5,000	7,000	9,000	7,000	7,000	8,000
Qmol di ossigeno secondario, mol/h	0	0	223	312	402	312	312	357
Qvol di ossigeno totale, nL/h	14,070	14,070	14,303	14,140	15,300	14,980	14,770	15,140
Qmol di ossigeno senza O2 combustibile, mol/h	628	628	638	631	683	668	659	675
Qmol di ossigeno totale, mol/h	642	642	652	645	698	683	674	691
Qvol di azoto da MFC, nL/h	0	0	0	0	0	0	0	0
Qvol di azoto sbarramento, L/min	110	110	110	110	110	110	110	110
Qvol di azoto sbarramento, nL/h	6,600	6,600	6,600	6,600	6,600	6,600	6,600	6,600
Qvol di azoto sbarramento, mol/h	294	294	294	294	294	294	294	294
Qvol di azoto totale, nL/h	59,530	59,530	41,597	33,460	30,300	36,620	35,830	33,460
Qmol di azoto totale, mol/h	2,656	2,656	1,856	1,493	1,352	1,634	1,598	1,493
m _{2,steam} , kg/h	0	28	28	28	28	35	35	35
Qmol steam con fuel, mol/h	8	1,563	1,563	1,563	1,564	1,952	1,952	1,952
Qmol steam, mol/h	0	1,554	1,554	1,554	1,554	1,943	1,943	1,943
Qvol steam, nL/h	0	34,839	34,839	34,839	34,839	43,548	43,548	43,548
Sezione, m2	0.188	0.188	0.188	0.188	0.188	0.188	0.188	0.188
Temperatura media ipotetica, K	1,103	1,103	1,103	1,103	1,103	1,103	1,103	1,103
Velocità superficiale nel letto fluido(=), m/s	0.40	0.61	0.50	0.45	0.44	0.53	0.52	0.51
Altezza letto espanso, m	0.94	0.99	0.97	0.96	0.96	0.97	0.97	0.97
Qfluidizzante totale, nL/h	67,000	101,839	84,139	75,839	73,839	88,548	87,548	85,548
Qfluidizzante totale, mol/h	2,989	4,543	3,754	3,383	3,294	3,950	3,906	3,817
% di azoto	80.9%	54.9%	45.8%	40.6%	37.7%	38.5%	38.1%	36.3%
% di azoto (senza sbarramento)	79%	52%	42%	35%	32%	34%	33%	31%
% di ossigeno	19.1%	13.0%	15.8%	17.2%	19.0%	15.7%	15.7%	16.4%
% di ossigeno (senza sbarramento)	21%	14%	17%	19%	21%	17%	17%	18%
% di vapore	0.3%	32.3%	38.6%	42.5%	43.6%	46.0%	46.5%	47.5%
% di vapore (senza sbarramento)	0%	34%	42%	46%	47%	49%	50%	51%
Rapporto arricchimento aria (O2%)	19.12%	19.12%	25.59%	29.71%	33.55%	29.03%	29.19%	31.15%
Rapporto arricchimento aria (O2%) senza sbarramento	21%	21%	29%	34%	39%	33%	34%	36%
SWR, steam waste mass ratio	0.00	0.97	0.97	0.97	0.88	1.13	1.13	1.13
SCR, steam to carbon molar ratio	0.00	0.79	0.79	0.79	0.72	0.93	0.93	0.93
StO2, steam to oxygen (senza fuel) molar ratio	0.01	2.49	2.45	2.48	2.29	2.92	2.96	2.89
StO2, steam to oxygen molar ratio	0.01	2.43	2.40	2.42	2.24	2.86	2.90	2.83
StO2, steam to oxygen mass ratio	0.00	1.39	1.37	1.39	1.28	1.64	1.66	1.62
ER	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22

Tabella 2 Programmazione di test per l'impianto FABER. Seconda serie di prove (in co-gassificazione)

Codice test, #	E	E1	E2	E3	D1_Ripetizione
Agenti fluidizzanti, #	Aria+vapore	Aria+vapore+O2	Aria+vapore+O ₂	Aria+vapore	Aria+vapore+O ₂
Portata di combustibile, kg/h	35	35	41	41	31
Massima portata consentita, kg/h	61	61	61	61	37
Blending ratio, -	0.40 _{BHut} /0.60 _{EUC}	0.40 _{BHut} /0.60 _{EUC}	0.40 _{BHut} /0.60 _{EUC}	0.40 _{BHut} /0.60 _{EUC}	1.0 _{BHut} /0 _{EUC}
Domanda di ossigeno stechiometrica, m3N/h	47,567	47,567	55,721	55,721	68,450
Domanda di ossigeno stechiometrica, mol/h	2,122	2,122	2,486	2,486	3,054
Qvol di aria da MFC, nL/h	50,000	25,000	30,000	36,000	37,000
Qmol di aria, mol/h	2,231	1,115	1,338	1,606	1,651
Qvol di ossigeno con aria, nL/h	10,500	5,250	6,300	7,560	7,770
Qmol di ossigeno con aria, mol/h	468	234	281	337	347
Qvol di ossigeno secondario da MFC, nL/h	0	5,000	6,000	6,600	7,000
Qmol di ossigeno secondario, mol/h	0	223	268	294	312
Qvol di ossigeno totale, nL/h	10,500	10,250	12,300	14,160	14,770
Qmol di ossigeno senza O2 combustibile, mol/h	468	457	549	632	659
Qmol di ossigeno totale, mol/h	712	700	834	917	674
Qvol di azoto da MFC, nL/h	0	0	0	0	0
Qvol di azoto sbarramento, L/min	110	110	110	110	110
Qvol di azoto sbarramento, nL/h	6,600	6,600	6,600	6,600	6,600
Qvol di azoto sbarramento, mol/h	294	294	294	294	294
Qvol di azoto totale, nL/h	46,100	26,350	30,300	35,040	35,830
Qmol di azoto totale, mol/h	2,057	1,176	1,352	1,563	1,598
msteam, kg/h	35	35	35	35	35
Qmol steam con fuel, mol/h	2,110	2,110	2,139	2,139	1,952
Qmol steam, mol/h	1,943	1,943	1,943	1,943	1,943
Qvol steam, nL/h	43,548	43,548	43,548	43,548	43,548
Sezione, m2	0.188	0.188	0.188	0.188	0.188
Temperatura media ipotetica, K	1,103	1,103	1,103	1,103	1,103
Velocità superficiale nel letto fluido(=), m/s	0.56	0.44	0.48	0.52	0.52
Altezza letto espanso, m	0.98	0.95	0.96	0.97	0.97
Qfluidizzante totale, nL/h	93,548	73,548	79,548	86,148	87,548
Qfluidizzante totale, mol/h	4,173	3,281	3,549	3,843	3,906
% di azoto	46%	33%	35%	38%	38%
% di azoto (senza sbarramento)	42%	27%	30%	33%	33%
% di ossigeno	10%	13%	14%	15%	16%
% di ossigeno (senza sbarramento)	11%	14%	15%	16%	17%
% di vapore	47%	59%	56%	52%	46%
% di vapore (senza sbarramento)	51%	64%	60%	56%	50%
Rapporto arricchimento aria (O2%)	19%	28%	29%	29%	29%
Rapporto arricchimento aria (O2%) senza sbarramento	21%	34%	34%	33%	34%
SWR, steam waste mass ratio	1.00	1.00	0.85	0.85	1.13
SCR, steam to carbon molar ratio	1.24	1.24	1.07	1.07	0.93
StO2, steam to oxygen (senza fuel) molar ratio	4.50	4.61	3.90	3.39	2.96
StO2, steam to oxygen molar ratio	2.97	3.01	2.57	2.33	2.90
StO2, steam to oxygen mass ratio	2.33	2.39	1.99	1.73	1.66
ER	0.22	0.22	0.22	0.25	0.22

Tabella 3 Programmazione di test per l'impianto FABER. Terza serie di prove (con BluPolymer_L) ed ER=0.25

Codice test, #	G	G1	G2
Agenti fluidizzanti, #	Air + O2 + vapore	Air + O2 + vapore	Air + O2 + vapore
Portata di combustibile, kg/h	25	25	25
Massima portata consentita, kg/h	37	37	37
Domanda di ossigeno stechiometrica, m3N/h	55,201	55,201	55,201
Domanda di ossigeno stechiometrica, mol/h	2,463	2,463	2,463
Qvol di aria da MFC, nL/h	42,000	33,500	24,000
Qmol di aria, mol/h	1,874	1,495	1,071
Qvol di ossigeno con aria, nL/h	8,820	7,035	5,040
Qmol di ossigeno con aria, mol/h	393	314	225
Qvol di ossigeno secondario da MFC, nL/h	5,000	7,000	9,000
Qmol di ossigeno secondario, mol/h	223	312	402
Qvol di ossigeno totale, nL/h	13,820	14,035	14,040
Qmol di ossigeno senza O2 combustibile, mol/h	617	626	626
Qmol di ossigeno totale, mol/h	629	638	639
Qvol di azoto da MFC, nL/h	0	0	0
Qvol di azoto sbarramento, L/min	110	110	110
Qvol di azoto sbarramento, nL/h	6,600	6,600	6,600
Qvol di azoto sbarramento, mol/h	294	294	294
Qvol di azoto totale, nL/h	39,780	33,065	25,560
Qmol di azoto totale, mol/h	1,775	1,475	1,140
m _{steam} , kg/h	35	35	35
Qmol steam con fuel, mol/h	1,950	1,950	1,950
Qmol steam, mol/h	1,943	1,943	1,943
Qvol steam, nL/h	43,548	43,548	43,548
Sezione, m2	0.188	0.188	0.188
Temperatura media ipotetica, K	1,103	1,103	1,103
Velocità superficiale nel letto fluido(=), m/s	0.54	0.50	0.46
Altezza letto espanso, m	0.98	0.97	0.96
Qfluidizzante totale, nL/h	90,548	84,048	76,548
Qfluidizzante totale, mol/h	4,040	3,750	3,415
% di azoto	40.9%	36.5%	30.7%
% di azoto (senza sbarramento)	37%	31%	25%
% di ossigeno	14.2%	15.5%	16.9%
% di ossigeno (senza sbarramento)	15%	17%	18%
% di vapore	45.0%	48.2%	52.6%
% di vapore (senza sbarramento)	48%	52%	57%
Rapporto arricchimento aria (O2%)	25.78%	29.80%	35.45%
Rapporto arricchimento aria (O2%) senza sbarramento	29%	35%	43%
SWR, steam waste mass ratio	1.40	1.40	1.40
SCR, steam to carbon molar ratio	1.15	1.15	1.15
StO2, steam to oxygen (senza fuel) molar ratio	3.16	3.11	3.11
StO2, steam to oxygen molar ratio	3.10	3.05	3.05
StO2, steam to oxygen mass ratio	1.77	1.75	1.75
ER	0.25	0.25	0.25

7.2.4 Analisi dei risultati sperimentali

Si riportano di seguito le tabelle riassuntive delle condizioni operative e dei principali risultati ottenuti delle prove effettuate entro il 30 giugno 2023.

Tabella 4 Condizioni operative e parametri di misura delle prestazioni dei test di gassificazione con BluPolymer L

Test ID	A	B	C	C1	C2	D	D1bis	D2	G	D1	G1bis	
Operating parameters												
Gasifying medium	air	air+steam	enriched air + steam									
Air	Q_{air} , L _N /h	66700	66800	44800	34200	30000	38100	37000	34000	42200	38200	33300
	Q_{air} , mol/h	2975	2980	2000	1500	1340	1700	1650	1510	1900	1700	1500
	Q_{O_2} in air, mol/h	625	630	420	320	280	360	350	320	400	360	310
	Q_{N_2} , mol/h	2350	2350	1580	1180	1060	1340	1300	1190	1500	1340	1190
Steam	Q_{H_2O} , L _N /h	0	36600	35200	35600	33100	43000	43400	44900	44300	44100	43500
	Q_{H_2O} , mol/h	0	1630	1570	1590	1480	1920	1940	2000	1980	1970	1940
Oxygen	$Q_{pure\ O_2}$, L _N /h	0	0	4900	7000	9100	6900	7100	8000	5000	6700	7100
	$Q_{pure\ O_2}$, mol/h	0	0	220	310	410	310	320	360	220	300	320
	Q_{O_2} , total, mol/h	625	630	640	630	690	670	670	670	620	660	630
Q_{fuel} , kg/h	29	29	28	31.7	31.7	30	30	29.5	26	27	25	
Fluidization velocity, m/s	0.41	0.58	0.51	0.47	0.45	0.54	0.55	0.54	0.57	0.55	0.52	
Equivalence ratio, -	0.22	0.22				0.22			0.25			
Steam/Carbon molar ratio, -	0.00	0.75				1.0			1.1			
O ₂ molar fraction, -	0.21	0.21	0.29	0.34	0.39	0.33	0.34	0.36	0.29	0.33	0.35	
Steam/Oxygen molar ratio, -	0	2.61	2.45	2.52	2.15	2.89	2.87	2.97	3.20	3.00	3.10	
Process performance parameters												
Bed reactor temperature, °C	> 900	763	843	868	883	857	836	867	821	876	870	
Syngas vol. flow rate, m ³ _N /h	88	87	70	61	59	64	64	63	63	68	58	
Syngas LHV, kJ/m ³ _N	9221	8482	9882	11112	10405	9041	11362	11436	8799	10348	9566	
Syngas specific energy, kWh/kg _{fuel}	7.75	7.1	6.4	5.92	5.36	5.40	6.66	6.83	5.91	7.22	6.06	
Carbon conversion efficiency, -	0.78	0.74	0.69	0.63	0.61	0.63	0.72	0.73	0.68	0.79	0.71	
Cold gas efficiency, -	0.72	0.66	0.63	0.55	0.50	0.50	0.62	0.63	0.55	0.67	0.56	
H ₂ /CO	1.5	0.6	1.2	1.8	2.0	1.6	1.3	2.0	0.9	2.1	1.4	
g_{H_2} /kg _{fuel}	12	10	11	12	13	13	11	14	9	17	11	
g_{CO} /kg _{fuel}	111	221	130	87	93	111	116	101	133	113	112	
Tar concentration, g/m ³ _{N, syngas}	3.4	3.4	5.6	8.6	6.5	9.6	11	8.6	4.5	10	7.4	

Tabella 5 Condizioni operative e parametri di misura delle prestazioni dei test di co-gassificazione BluPolymer L ed Eucalipto

Test ID	E	E1	E2	E3	
Operating parameters					
Gasifying medium		air+steam	enriched air + steam		
Air	Q_{air} , L _N /h	49800	25140	29700	35900
	Q_{air} , mol/h	2222	1122	1325	1602
	Q_{O_2} in air, mol/h	467	236	278	336
	Q_{N_2} , mol/h	1755	886	1047	1265
Steam	Q_{H_2O} , L _N /h	42900	43450	42000	45350
	Q_{H_2O} , mol/h	1914	1939	1874	2023
Oxygen	$Q_{pure\ O_2}$, L _N /h	0	4900	6400	6900
	$Q_{pure\ O_2}$, mol/h	0	219	286	308
	$Q_{O_2, total}$, mol/h	467	454	564	644
Q_{fuel} , kg/h	38	40	34	39	
Fluidization velocity, m/s	0.58	0.46	0.49	0.55	
Equivalence ratio, -	0.20	0.18	0.23	0.26	
Steam/Carbon molar ratio, -	1.1				
O ₂ molar fraction, -	0.21	0.34	0.35	0.34	
Steam/Oxygen molar ratio, -	2.87	2.97	2.53	2.45	
Blending ratio, -	0.40/0.60	0.44/0.56	0.46/0.54	0.44/0.56	
Process performance parameters					
Bed reactor temperature, °C	763.30	797.45	824.76	866.21	
Syngas vol. flow rate, m ³ _N /h	78.14	56.49	67.61	71.82	
Syngas LHV, kJ/m ³ _N	8502	10129	11175	7950	
Syngas specific energy, kWh/kg _{fuel}	4.82	4.01	5.44	4.03	
Carbon conversion efficiency, -	0.80	0.70	0.88	0.80	
Cold gas efficiency, -	0.73	0.58	0.78	0.59	
H ₂ /CO	1.90	1.61	1.59	1.48	
g_{H_2}/kg_{fuel}	15	12	18	17	
g_{CO}/kg_{fuel}	106	100	160	155	
Tar concentration, g/m ³ _{N, syngas}	5.64	2.00	0.44	4.29	

7.3 Risultati sperimentali delle prove sperimentali con Blu Polymer L

Le figure 3 e 4 riportano i valori di temperatura nel letto fluido e nella zona di *splashing* e lungo l'intero profilo longitudinale del reattore.

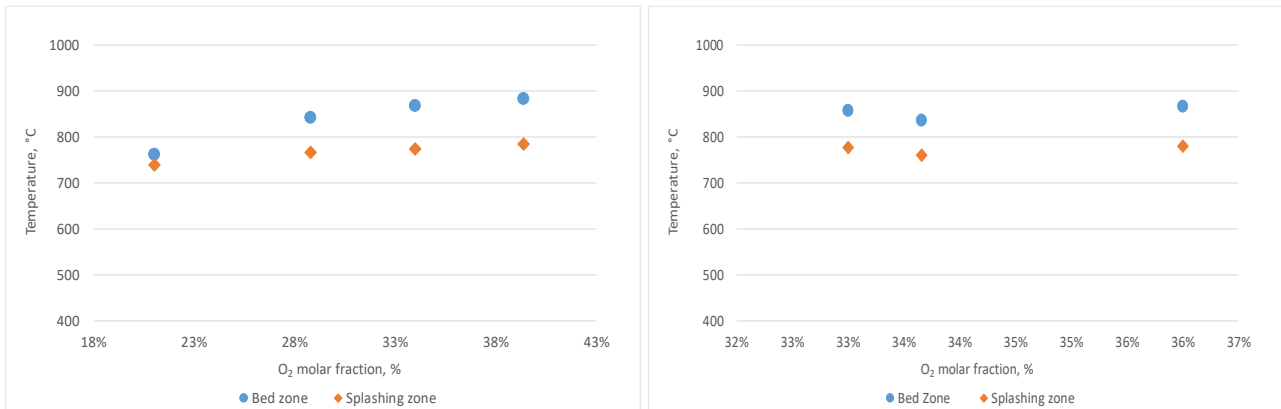


Figura 3 Temperatura nella zona del letto e della zona di *splashing*, in funzione della frazione molare di ossigeno, StC=0.75 mol/mol (sinistra) e StC=1.0 mol/mol (destra).

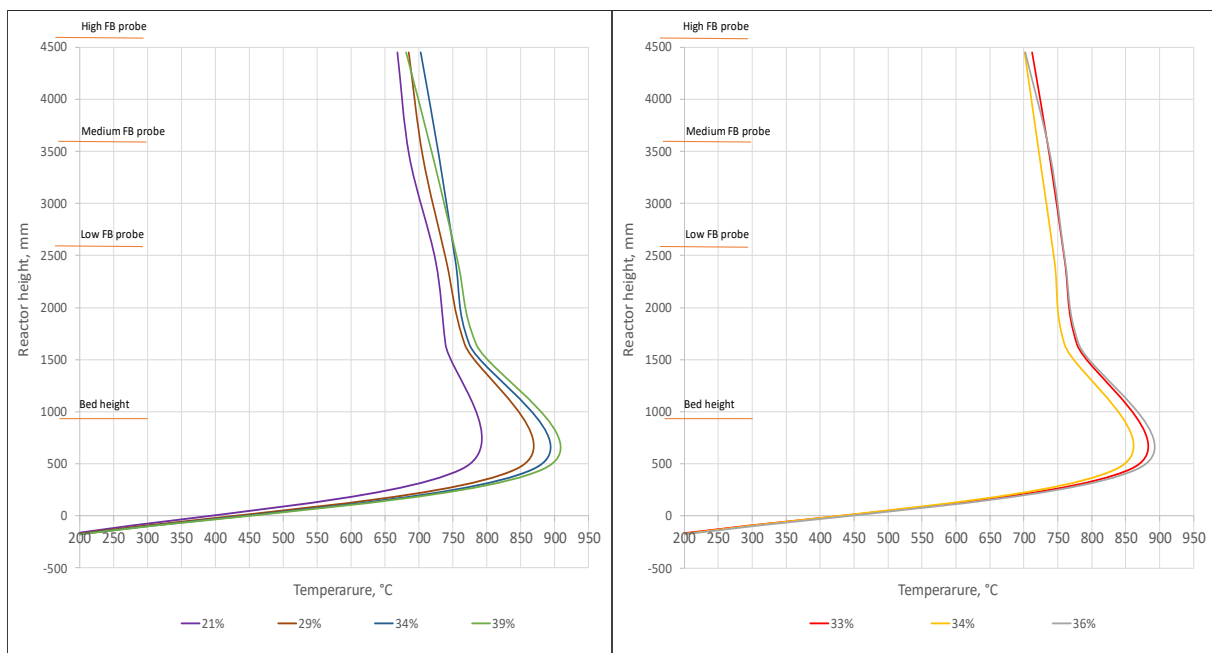


Figura 4 Profilo assiale della temperatura nel reattore, in funzione della frazione molare di ossigeno e per StC=0.75 mol/mol (sinistra) e StC=1.0 mol/mol (destra).

Un aumento della frazione molare di O₂ nel mezzo gassificante comporta un aumento della temperatura del reattore: dalla tendenza riportata in Figura 3 è evidente che per compensare il ruolo di *moderator* svolto dall'azoto, il gassificatore Faber necessita di portate di vapore fortemente più elevate del massimo (35 kg/h) attualmente alimentabile. La Figura 5 riporta i valori di potere calorifico inferiore del syngas e del rapporto H₂/CO nelle stesse prove di cui sopra.

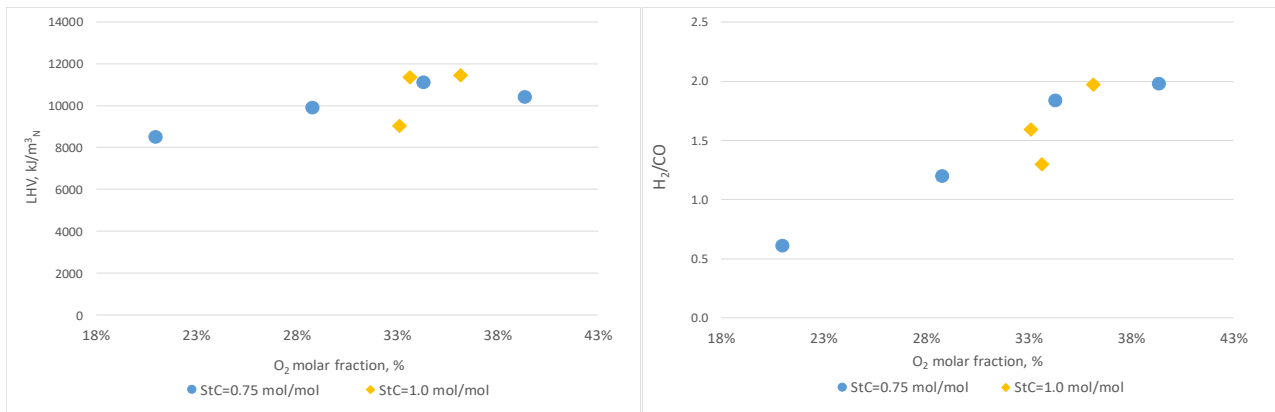


Figura 5 LHV e rapporto H₂/CO, in funzione della frazione molare di ossigeno e per due diversi StC.

Se ne desume che più elevate frazioni molari di O₂ nel gas fluidizzante/gassificante promuovono l'aumento di temperatura, che favorisce le reazioni di *water gas* e *water gas shift*. Si ottengono più alti valori del rapporto H₂/CO, compatibili con quelli richiesti per l'*upgrading* del syngas destinato a sintesi di combustibili o prodotti chimici.

7.4 Risultati sperimentali delle prove sperimentali in co-gassificazione

Le figure che seguono riportano i valori di temperatura nel letto fluido e nella zona di *splashing* e lungo l'intero profilo longitudinale del reattore.

La co-alimentazione di chips di eucalipto consente di ridurre la massima temperatura del letto e della zona di *splashing* rispetto ai test con sola plastica.

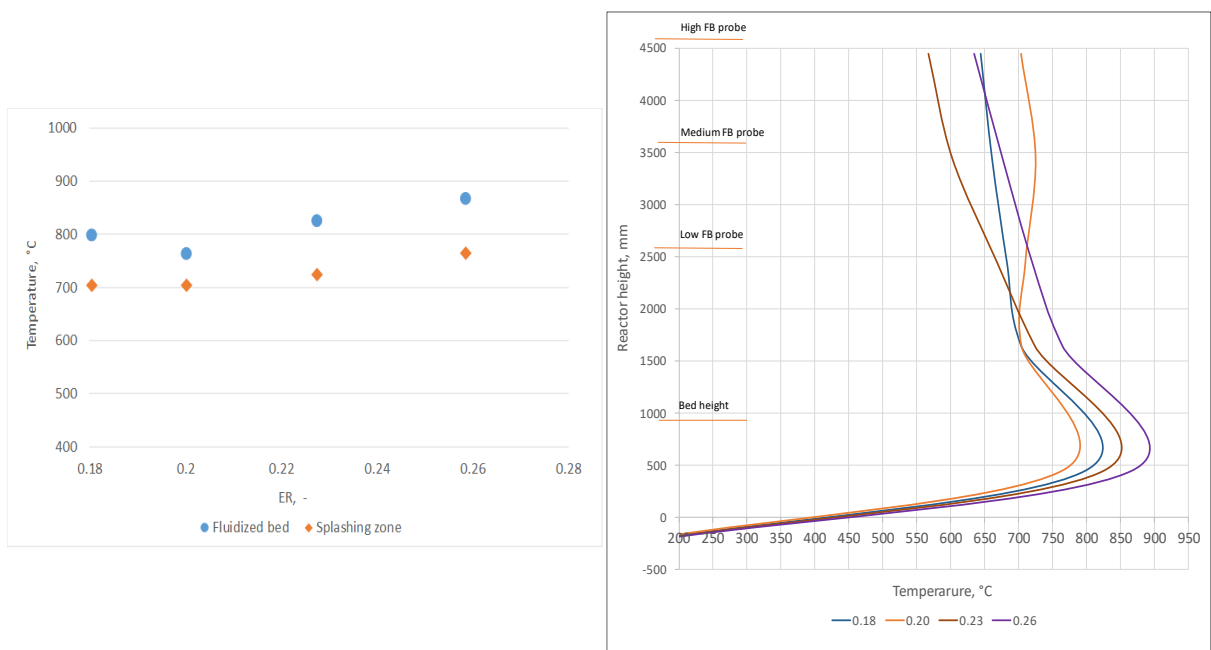


Figura 6 Trend della temperatura nella zona del letto e dello splashing zone, in funzione del rapporto di equivalenza, StC 1.1 mol/mol e BR 0.4_{Blu}/0.6_{Euc}

7.5 Considerazioni utili alla progettazione di processo

Le considerazioni e i risultati sperimentali appena riportati determinano una serie di considerazioni per la progettazione di processo delle modifiche da apportare al gassificatore FABER di Sotacarbo S.p.A.:

1. **I parametri di esercizio dell'impianto da tenere in conto sono**, oltre alla **velocità di fluidizzazione nel letto fluido (U)** e al **rapporto di equivalenza (ER)**, anche il **rapporto vapore-carbonio (StC)** e il **rapporto vapore-ossigeno (StO₂)**.
2. **I parametri prestazionali del processo di maggiore utilità** - in una modalità di esercizio orientata alla produzione di idrogeno - **sono la composizione del syngas, il rapporto H₂/CO, la cold gas efficiency (CGE), l'efficienza di conversione del carbonio (CCE), la resa in syngas, il potere calorifico, il tenore e la tipologia degli inquinanti oltre ai profili longitudinali di temperatura e composizione del syngas**. Tali dati potranno anche consentire lo sviluppo o la validazione di modellazioni matematiche.
3. **Le modifiche da apportare sull'impianto FABER** (che saranno esaustivamente definite nel corso della LA1.15) **per renderlo adatto all'esercizio autotermico con solo vapore e ossigeno**, prevedono di:
 - a. **accrescere la capacità di alimentazione di vapor d'acqua**, dagli attuali 35 kg/h ad un valore di 100 kg/h. Sotacarbo S.p.A. deve provvedere all'acquisizione di una nuova caldaia in sostituzione di quella esistente o da collegare in parallelo ad essa.
 - b. **valutare la modifica, anche solo parziale, dell'attuale sistema di syngas clean-up**, che limita l'acquisizione di dati che potrebbero essere ricavati dai test sperimentali. Tale valutazione sarà affrontata nel corso delle attività della LA 1.15 e LA 1.16.
 - c. **aggiornare adeguatamente il software di acquisizione e controllo** per la necessità di visualizzare i nuovi parametri di esercizio, e per tener conto delle principali modifiche sulle diverse sezioni dell'impianto.
 - d. **sviluppare un'accurata analisi dei rischi, che individui le aree dell'impianto che necessitano di maggiore attenzione, assieme a soluzioni che garantiscano la massima sicurezza operativa**. Il syngas che si produrrà nell'esercizio in modalità autotermica con vapore ed ossigeno sarà sostanzialmente libero da azoto ma potrebbe avere una composizione con potenziali problemi di sicurezza, in caso di rilasci accidentali dal reattore o dalla linea a valle di esso.
 - e. **individuare un nuovo rifiuto di plastica mista**, che abbia un potere calorifico più basso di quello adoperato nei test condotti fino a giugno 2023. È consigliabile individuare una plastica mista, più vicina alle composizioni medie europee, preparata per il mercato dei trattamenti termochimici. Incontri con i tecnici di I.BLU s.r.l. e di Corepla hanno portato alla fornitura per il prossimo autunno di un nuovo rifiuto plastico. **Si ritiene di proporre a Sotacarbo una (limitata) serie di ulteriori test con questo nuovo rifiuto di plastica mista**, anche se non previsti in sede di proposta progettuale, in modo da avere un quadro più completo del comportamento del reattore di gassificazione.
 - f. **valutare l'ipotesi co-gassificazione plastica-biomassa**, come modalità di esercizio che può fornire l'azione calmierante sulla temperatura.
 - g. **valutare l'ipotesi di conservare una limitata portata di azoto** durante i test, non con lo scopo di supportare l'azione calmierante della temperatura ma, per poter stimare la portata di syngas con il metodo del "tie component".

8 Contributo delle eventuali consulenze alle attività sopra descritte

Non ci sono consulenze attivate in questi primi sei mesi di attività del gruppo di lavoro UVAN.

9 Pubblicazioni scientifiche

L'attività è cominciata solo 6 mesi prima della chiusura di questo Rapporto tecnico. In ogni caso, è **stato proposto ed accettato il contributo scientifico: "Performance characteristics of a pilot-scale plastics waste gasifier using oxygen-enriched air and steam"**, con autori: G. Calì¹, F. Parrillo², C. Boccia², F. Ardolino², A. Pettinau¹, U. Arena²

(¹ Sotacarbo S.p.A., Grande Miniera di Serbariu, 09013, Carbonia, CI, Italy; ² Department of Environmental, Biological, Pharmaceutical Sciences and Technologies – University of Campania "Luigi Vanvitelli", Via Vivaldi 43-81100, Caserta, Italy)

da presentare al Simposio Internazionale SARDINIA 2023-19th Int. Symposium on Waste Management and Sustainable Landfilling, in data 9-13 ottobre 2023.

I risultati sperimentali saranno impiegati per un articolo scientifico che si sta preparando in collaborazione con i ricercatori dell'University College London: "Plastic Waste Gasification Using Oxygen-Enriched Air and Steam: Pilot Plant Performances and Model Results", con autori: F. Parrillo¹, F. Ardolino¹, G. Calì², A. Pettinau², Massimiliano Materazzi³, Alex Sebastiani³, U. Arena¹

(¹ Department of Environmental, Biological, Pharmaceutical Sciences and Technologies – University of Campania "Luigi Vanvitelli", Via Vivaldi 43-81100, Caserta, Italy; ²Sotacarbo S.p.A., Grande Miniera di Serbariu, 09013, Carbonia, CI, Italy; ³ Department of Chemical Engineering, University College London, Torrington Place, London WC1E 7JE, United Kingdom.)

Si stima che tale articolo sarà sottomesso all'inizio del 2024.

10 Eventi di disseminazione

In questi primi sei mesi di attività non ci sono stati eventi di disseminazione.