

Ricerca di Sistema elettrico



Progettazione di processo delle modifiche
impiantistiche da realizzare sul gassificatore a letto
fluido bollente
(LA1.15)

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

Progettazione di processo delle modifiche impiantistiche da realizzare sul gassificatore a letto fluido bollente

LA 1.15: Progettazione di processo delle modifiche impiantistiche del gassificatore a letto fluido bollente

U. Arena, F. Parrillo, C. Boccia, F. Ardolino, D. Tedesco.

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

Dicembre 2024

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: 1.3 - Progetto Integrato Tecnologie dell'Idrogeno

Linea di attività: 1.15

Responsabile del Progetto: Luca TURCHETTI, ENEA

Responsabile del Work Package: Luca TURCHETTI, ENEA

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

Mese inizio previsto: Aprile 2023 (mese 16)

Mese inizio effettivo: Aprile 2023 (mese 16)

Mese fine previsto: Dicembre 2024 (mese 36)

Mese fine effettivo: Dicembre 2024 (mese 36)

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

Responsabili scientifici Co-beneficiario: Umberto ARENA e Francesco PARRILLO

Si ringrazia per la collaborazione alle attività svolte: il consorzio Corepla e la società I.Blu (<https://www.iblu.it/en.html>), per aver fornito gli scarti di plastica mista usati in tutti i test sperimentali.

Indice

1	Risultati attesi	4
1.1	Progettazione di Processo delle Modifiche Impiantistiche.	4
1.2	Supporto Tecnico-Scientifico alle Fasi di Commissioning	5
2	Risultati ottenuti.....	7
2.1	La progettazione di processo delle modifiche impiantistiche	7
2.2	Il supporto tecnico-scientifico alle fasi di commissioning	9
2.3	Benefici per il sistema elettrico nazionale e i suoi utenti	9
3	Prodotti attesi	10
3.1	Rapporto tecnico (R1.15-1): “Progettazione di processo delle modifiche impiantistiche da realizzare sul gassificatore a letto fluido bollente”.	10
3.2	Supporto tecnico scientifico alle fasi di commissioning delle modifiche impiantistiche.....	10
4	Prodotti sviluppati	11
5	Analisi degli scostamenti su attività e risultati.....	12
6	Sintesi delle attività svolte	13
7	Dettaglio delle attività svolte.....	14
7.1	Progettazione di processo delle modifiche impiantistiche.....	14
7.1.1	Finalità della progettazione di processo delle modifiche al reattore Faber.....	14
7.1.2	Materiali di riferimento	14
7.1.3	Valutazione delle principali variabili di processo e diagrammi di funzionamento del gassificatore	16
7.2	Ulteriori prove sperimentali sul gassificatore pilota Faber	22
7.2.1	Prove con rifiuto plastico BLU-C, con valori crescenti della frazione di ossigeno nella corrente di aria arricchita	22
7.3	Indicazioni delle modifiche da realizzare su FABER per consentirne l'esercizio con ossigeno e vapore	26
8	Contributo delle eventuali consulenze alle attività sopra descritte.....	30
9	Pubblicazioni scientifiche	31
10	Eventi di disseminazione	34

Indice delle figure

Figura 1 - Diagramma di funzionamento del gassificatore Faber alimentato dai due scarti plastici, in termini di velocità di fluidizzazione in funzione della portata di scarto plastico alimentato, per $ER=0.25$ e $StC=2.5$ (sopra) e $StC=3.0$ (sotto).	19
Figura 2 - Diagramma di funzionamento del gassificatore Faber alimentato dai due scarti plastici, in termini di portate volumetriche degli agenti gassificanti (ossigeno e vapore) in funzione del parametro StC e per due valori di portata di scarto plastico alimentato, 25 kg/h (sopra) e 30 kg/h (sotto).	20
Figura 3 - Temperatura nella zona del letto e della zona di splashing, in funzione della frazione molare di ossigeno per $ER=0.22$	25
Figura 4 - Profilo assiale della temperatura nel reattore: a sinistra, in funzione della frazione molare di ossigeno, per $ER=0.22$ e $StC=0.8$; a destra, a parità di frazione molare di ossigeno (0.35), per valori crescenti di ER e StC	25
Figura 5 - Tenore di vapor d'acqua nel syngas, in funzione della frazione molare di ossigeno, per $ER=0.22$ e $StC=0.8$, per entrambi gli scarti plastici.....	26
Figura 6 - LHV e rapporto H_2/CO , in funzione della frazione molare di ossigeno, per $ER=0.22$ e $StC=0.8$, per entrambi gli scarti plastici.....	26

Indice delle tabelle

Tabella 1 - Risultati dei test supplementari svolti sull'impianto di gassificazione FABER.....	8
Tabella 2 - Analisi elementare (in grassetto) e immediata (in corsivo) e potere calorifico inferiore dei due combustibili di riferimento.	15
Tabella 3 - Analisi granulometrica, diametro di Sauter, densità e composizione chimica di olivina e sabbia silicea	15
Tabella 4 - Parametri di interesse per il reattore FABER in modalità autotermica con ossigeno e vapore, per una fissata temperatura del letto e per una portata di scarto plastico alta	18
Tabella 5 - Parametri di interesse per il reattore FABER in modalità autotermica con ossigeno e vapore, per una fissata temperatura del letto e per una portata di scarto plastico media	18
Tabella 6 - Stime da modello ¹¹ di composizione, portata e potere calorifico del syngas prodotto, per una condizione tipo di esercizio del gassificatore Faber, alimentato con scarti plastici BLU-L ($ER=0.25$; $StC=1.5$; $T_{\text{letto}}=855^{\circ}C$).	21
Tabella 7 - Programmazione di test per l'impianto FABER. Prima serie di prove. Gassificazione con Blu-C.....	23
Tabella 8 - Programmazione di test per l'impianto FABER. Seconda serie di prove. Gassificazione con Blu-C.....	24

1 Risultati attesi

Come riportato nel Capitolato e nell'Allegato Tecnico all'Accordo di Collaborazione (AdC), "L'attività si svilupperà in due fasi fondamentali: progettazione di processo delle modifiche impiantistiche e supporto tecnico-scientifico alle fasi di commissioning".

1.1 Progettazione di Processo delle Modifiche Impiantistiche.

La prima parte dell'attività ha riguardato la "progettazione di processo delle modifiche necessarie all'impianto di gassificazione per poter essere esercito con ossigeno puro e vapore". La progettazione di processo doveva valutare "i campi possibili delle portate di vapore e ossigeno (da usare come agenti allo stesso tempo fluidizzanti e gassificanti), quelli delle portate di plastica, e quindi dei valori del rapporto di equivalenza e del rapporto vapore-carbonio". Si sarebbero potuto indicare anche "alcuni aspetti importanti da esaminare nell'analisi dei rischi necessaria all'aggiornamento delle procedure di esercizio e di emergenza".

I risultati della progettazione di processo, riportati in dettaglio nei paragrafi che seguono, riguardano quindi gli intervalli di valori delle portate di vapore, ossigeno e scarto plastico in ingresso al gassificatore, gli intervalli dei principali parametri di esercizio (velocità di fluidizzazione, rapporto di equivalenza, rapporto vapore-carbonio), le portate e composizione di syngas ottenibili. Tali risultati sono stati ottenuti con le modalità, anch'esse dettagliate nei successivi paragrafi, che comprendono l'utilizzo di:

A. Bilanci di materia ed energia sul reattore Faber, per le condizioni di gassificazione autotermica con ossigeno e vapore, tenendo in conto le principali relazioni della *fluidization engineering*¹. I bilanci hanno fatto riferimento alle composizioni di due scarti plastici da raccolta differenziata (Blu-L e Blu-C), forniti dalla società I.Blu (<https://www.iblu.it/>), selezionati assieme ai tecnici Sotacarbo e in collaborazione con il consorzio CoRePla.

B. Prove sperimentali con i due scarti plastici della I.Blu, già condotte nel corso della LA1.14 (16 prove) come previsto dall'AdC, e poi integrate con altre 15 condotte nel corso della LA.1.15, per un totale di 31 prove sperimentali sul gassificatore pilota Faber.

C. Stima delle portate e composizione del syngas da gassificazione autotermica con ossigeno e vapore degli scarti plastici considerati, utilizzando valutazioni modellistiche del comportamento del reattore a letto fluido Faber. Tali valutazioni hanno utilizzato un modello cinetico messo a punto nel 2021 dalla University College London², opportunamente impiegato con riferimento ai test sperimentali di cui sopra³.

¹ Kunii, D. and Levenspiel, O., 1991. Fluidization Engineering. 2nd ed., Butterworth-Heinemann. ISBN 978-0-08-050664-7. <https://doi.org/10.1016/C2009-0-24190-0>; Geldart, D., 1986. Gas Fluidization Technology. J.Wiley & Sons. ISBN 0471 908061

² Sebastiani A., Macrì D., Gallucci K., Materazzi M., 2021. Steam-oxygen gasification of refuse derived fuel in fluidized beds: Modelling and pilot plant testing. Fuel Processing Technology. 216, 106783. <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2021.106783>. Iannello S., Bond Z., Sebastiani A., Errigo M., Materazzi M., 2023. Axial segregation behaviour of a reacting biomass particle in fluidized bed reactors: experimental results and model validation. Fuel. 338, 127234. <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2022.127234>

³ Parrillo, F., Ardolino, F., Calì, G., Pettinau, A., Materazzi, M., Sebastiani A., Arena, U., 2024. Plastic Waste Gasification Using Oxygen-Enriched Air and Steam: Experimental and Model Results from a Large Pilot-Scale Reactor. Waste Management, 183, 53-62. <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2024.04.045>; Parrillo, F., Ardolino, F., Boccia, C., Calì, G., Pettinau, A., Arena U.,

D. Supporto all'analisi dei rischi del gassificatore FABER nella sua configurazione di esercizio per la gassificazione autotermica con ossigeno-vapore, anche sulla base di studi già svolti in passato dal gruppo UVAN⁴.

L'esercizio con ossigeno e vapore come agenti gassificanti richiede - contrariamente a quanto accade per la gassificazione con aria - di monitorare, modulare e controllare più parametri operativi: i) il rapporto di equivalenza (ER), che indica le moli di ossigeno alimentate al reattore, rispetto a quelle stechiometriche per la reazione di combustione; ii) il rapporto vapore-carbonio (StC), che indica le moli di vapore alimentate per ogni mole di carbonio del combustibile in ingresso; iii) il rapporto vapore-ossigeno (StO₂) perché l'assenza di azoto impone che il ruolo di moderator della temperatura del reattore sia svolto dal vapore⁵.

L'elenco delle 15 prove effettuate tra gennaio e aprile 2024 - che si aggiungono alle 16 del maggio e giugno 2023 (come da RT della LA1.14), per un totale di 31 prove sperimentali - 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 delle analisi on-line e off-line eseguite da Sotacarbo, sviluppando bilanci di materia sulle specie atomiche e bilanci di energia, per ogni prova, e valutando i parametri di misura delle prestazioni del processo.

1.2 Supporto Tecnico-Scientifico alle Fasi di Commissioning

Come riportato nel Capitolato e nell'Allegato Tecnico all'Accordo di Collaborazione (AdC), da parte del gruppo di lavoro UVAN, è stata *"inoltre garantita la presenza sul campo di almeno un ricercatore UVAN durante i test di commissioning del nuovo impianto, a seguito delle modifiche che saranno apportate da Sotacarbo. Il gruppo di lavoro opererà in collaborazione con i tecnici Sotacarbo per valutare le prestazioni della nuova configurazione impiantistica e stabilirne gli aspetti di affidabilità tecnologica e di sicurezza di esercizio."*

Per le modifiche impiantistiche già realizzate da Sotacarbo nei primi mesi del 2024, nel corso delle prove sperimentali condotte ad aprile 2024 è stato eseguito il commissioning relativo a:

- acquisizione e installazione della nuova caldaia che garantisce una portata di vapore fino a 100 kg/h;

2024. Mixed Plastic Waste Gasification in a Large Pilot-Scale Fluidized Bed Reactor Operated with Oxygen-Enriched Air and Steam, Energy&Fuels. <http://dx.doi.org/10.1021/acs.energyfuels.4c04280>

⁴ Arena U., Romeo, E., Mastellone, M.L., 2008. Recursive Operability Analysis of a Pilot Plant Gasifier. J. Loss Prevention in the Process Industries, 21/1, 50-65. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jlp.2007.05.013>

⁵ Si veda il citato lavoro di Parrillo et al., 2024.

- acquisizione e installazione del nuovo sistema di pulizia del syngas, progettato per le nuove condizioni operative;
- gestione e monitoraggio delle prestazioni dei nuovi componenti (caldaia, pulizia del syngas, sistema di analisi) attraverso le modifiche al sistema di acquisizione e controllo del gassificatore Faber.

2 Risultati ottenuti

2.1 La progettazione di processo delle modifiche impiantistiche

I risultati ottenuti rispettano pienamente quelli attesi nel capitolato vigente.

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

- ✓ Progettazione di Processo delle Modifiche Impiantistiche.

La progettazione di processo è stata sviluppata, identificando prima gli intervalli di valori dei parametri fondamentali, poi le aree del gassificatore che necessitano di adeguamento o upgrading e, infine, proponendo soluzioni opportune e dati necessari alla progettazione esecutiva.

Nella prima parte, **si sono ottenuti dei diagrammi di funzionamento del gassificatore Faber** in condizioni autotermiche con ossigeno e vapore, che consentono di individuare gli intervalli di valori dei principali parametri operativi (portate di vapore, ossigeno e scarto plastico, oltre a velocità di fluidizzazione, rapporto di equivalenza e rapporto vapore-carbonio) all'interno dei quali il reattore di gassificazione può essere esercito. Esempi di tali diagrammi di funzionamento sono riportati nella Figura 1 e nella Figura 2, del paragrafo 7 di questo Rapporto Tecnico.

Nella seconda parte, **si è individuata una serie di azioni da intraprendere per l'upgrading di alcune sezioni del gassificatore Faber**, per far sì che i valori dei parametri di esercizio individuati nella prima parte del lavoro potessero essere effettivamente realizzati, in condizioni di sicurezza delle operazioni e di affidabilità dei risultati. La lista di tali azioni è riportata nel paragrafo 7 di questo Rapporto Tecnico.

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

UVAN ha anche elaborato i dati misurati e le analisi dei campioni prelevati durante le prove aggiuntive a quelle previste negli AdC con UVAN e Sotacarbo, condotte quindi successivamente al giugno 2023, e specificamente tra gennaio e aprile 2024.

Si è ritenuto necessario svolgere tali test supplementari per completare il livello di conoscenza delle prestazioni del reattore in situazioni di gassificazione autotermica con ossigeno e vapore ed acquisire ulteriori informazioni utili alla definizione e realizzazione delle modifiche impiantistiche da apportare all'impianto FABER.

I risultati sono riassunti in maniera schematica ma esaustiva nella Tabella 1 seguente⁶.

⁶ Che è la Tabella 2 del richiamato articolo scientifico: Parrillo, F., Ardolino, F., Boccia, C., Calì, G., Pettinau, A., Arena U., 2024. Mixed Plastic Waste Gasification in a Large Pilot-Scale Fluidized Bed Reactor Operated with Oxygen-Enriched Air and Steam, Energy&Fuels. <http://dx.doi.org/10.1021/acs.energyfuels.4c04280>

Tabella 1 – Risultati dei test supplementari svolti sull'impianto di gassificazione FABER.

Test ID		Blu-C 0	Blu-C 1	Blu-C 2	Blu-C 6	Blu-C 3	Blu-C 4	Blu-C 5	Blu-C 11	Blu-C 7	Blu-C 8	Blu-C 9	Blu-C 12	Blu-C 13	Blu-C 14	Blu-C 10
Operating parameters																
Gasifying medium		Air	Air+Steam		Enriched air + steam											
Air	Q_{air} , L _N /h	64484	64454	42513	41870	33032	30143	20693	20917	41922	34888	28039	16712	19770	8154	28530
	Q_{air} , mol/h	2877	2875	1897	1868	1474	1345	923	933	1870	1556	1251	746	882	364	1273
	$Q_{O_2 \text{ in air}}$, mol/h	604	604	398	392	309	282	194	196	393	327	263	157	185	76	267
	Q_{N_2} , mol/h	2273	2271	1498	1476	1164	1062	729	737	1478	1230	988	589	697	287	1006
Steam	Q_{H_2O} , L _N /h	0	37123	39492	44509	39160	42387	44436	51525	44391	43989	44097	58106	60524	64975	44318
	Q_{H_2O} , mol/h	0	1672	1777	2002	1764	1909	2002	2299	1996	1977	1982	2592	2700	2899	1988
Oxygen	$Q_{pure\ O_2}$, L _N /h	0	0	4339	5017	6902	8926	11639	11583	4930	7569	7653	10576	11427	12604	5230
	$Q_{pure\ O_2}$, mol/h	0	0	194	224	308	398	519	517	220	338	341	472	510	562	233
	$Q_{O_2, total}$, mol/h	604	604	592	616	617	681	713	713	613	665	604	628	695	639	500
Q_{fuel} , kg _{MPW} /h		34	33	31	34	35	37	40	41	32	31	31	31	33	33	22
Fluidization velocity, m/s		0.39	0.59	0.51	0.53	0.47	0.50	0.48	0.51	0.54	0.53	0.48	0.52	0.56	0.52	0.47
Equivalence ratio, -		0.22	0.22	0.22						0.25			0.25		0.28	
Steam/Carbon molar ratio, -		0	0.80	0.80						1.0			1.3		1.44	
O_2 molar fraction in the enriched air, -		0.21	0.21	0.28	0.29	0.35	0.39	0.49	0.49	0.29	0.35	0.38	0.52	0.50	0.69	0.33
Steam/Oxygen molar ratio, -		0	2.77	3.0	3.25	2.86	2.80	2.81	3.23	3.26	2.98	3.28	4.13	3.89	4.54	3.97
Process performance parameters																
Bed reactor temperature, °C		841	804	824	806	832	866	870	852	828	862	838	847	853	847	837
Dry syngas flow rate, m ³ _N /h		86	86	67	68	60	63	58	57	68	64	54	45	50	42	50
Syngas LHV, kJ/m ³ _N		8470	8800	9360	9700	10850	11150	13200	12040	9510	10080	10320	10970	10970	13760	9220
Syngas specific energy, kWh/kg _{MPW}		5.88	6.3	5.6	5.34	5.25	5.26	5.34	4.63	5.69	5.75	4.99	4.48	4.6	4.9	5.92
Steam content in the syngas, %		8.05	27.0	36.5	39.9	39.7	40.0	42.7	50.0	38.6	39.5	45.9	58.4	56.7	62.1	46.0
Carbon conversion efficiency, -		0.69	0.74	0.69	0.67	0.64	0.66	0.67	0.62	0.72	0.74	0.65	0.62	0.65	0.66	0.78
H_2/CO		1.1	0.9	1.1	0.8	1.1	1.6	1.6	0.9	1.1	1.4	1.0	0.9	0.9	0.9	1.0
g_{H_2}/kg_{MPW}		7	8	9	8	9	12	12	12	10	12	9	11	10	13	10
g_{CO}/kg_{MPW}		95	126	117	146	105	103	105	176	126	119	124	163	164	186	150
Elutriated fines, kg/h		1.1	1.7	0.8	0.7	1.0	1.4	1.2	1.2	1.1	1.1	0.8	1.4	1.1	0.9	0.8
Elutriated Carbon fines, kg _C /h		0.2	0.1	0.1	0.05	0.1	0.2	0.1	0.2	0.1	0.1	0.1	0.2	0.1	0.1	0.1
Tar concentration, g/m ³ _{N, syngas}		4.4	3.3	2.4	n.a.	4.9	3.4	4.4	n.a.	6.2	3	4.9	n.a.	5.6	n.a.	3.6

2.2 Il supporto tecnico-scientifico alle fasi di commissioning

I risultati ottenuti rispettano pienamente quelli attesi nel capitolato vigente.

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

UVAN ha presenziato a tutte le fasi di commissioning delle modifiche apportate all'impianto FABER, a cominciare dall'installazione ed esercizio della nuova caldaia con maggiore potenzialità di alimentazione di vapore al gassificatore e alle integrazioni al sistema di acquisizione e controllo, fino alle modifiche al sistema di campionamento e analisi del syngas e al sistema di pulizia del syngas.

2.3 Benefici per il sistema elettrico nazionale e i suoi utenti

I risultati citati hanno guidato nella progettazione e realizzazione di modifiche impiantistiche del gassificatore FABER, per consentirne l'impiego con ossigeno e vapore. Si ricorda che 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 plastici⁷

I risultati potranno quindi 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.

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.

⁷ AECOM & Fichtner Consulting Engineers, 2021. Advanced gasification technologies: review and benchmarking. Report prepared for the Dept. of Business, Energy & Industrial strategy (BEIS). Research Paper No. 2021/038. <https://www.gov.uk/government/publications/advanced-gasification-technologies-review-and-benchmarking>.

Arena, U, Parrillo, F., Ardolino F., 2023. An LCA answer to the mixed plastics waste dilemma: Energy recovery or chemical recycling? Waste Management, 171, 662-675. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2023.10.011>.

SUSCHEM, 2020. Sustainable plastics strategy. Disponibile su: <http://www.suschem.org/publications>;

SYSTEMIQ, 2022. ReShaping Plastic: Pathways to a Circular, Climate Neutral Plastics System in Europe. Disponibile su: <https://www.sistemiq.earth/wpcontent/uploads/2022/05ReShapingPlastics-v2.1.pdf>

3 Prodotti attesi

3.1 Rapporto tecnico (R1.15-1): "Progettazione di processo delle modifiche impiantistiche da realizzare sul gassificatore a letto fluido bollente".

I prodotti attesi sono costituiti da questo Rapporto tecnico R1.15-1.

Il gruppo di lavoro UVAN è disponibile a produrre su richiesta una versione estesa del Rapporto Tecnico, che contenga anche:

- i "fogli prova" di ciascun ulteriore test sperimentale, oltre a quelli sviluppati entro il giugno 2023, assieme ai diagrammi e all'interpretazione dei risultati ottenuti;
- copia dei fogli Excel per la definizione puntuale di un set di intervalli di valori per le principali variabili di processo.

3.2 Supporto tecnico scientifico alle fasi di commissioning delle modifiche impiantistiche.

UVAN ha presenziato a tutte le fasi di *commissioning* delle modifiche apportate all'impianto FABER, a cominciare dalla nuova caldaia con maggiore potenzialità fino alle modifiche sulla sezione di campionamento syngas e delle relative analisi on-line e sulla sezione di pulizia del syngas.

4 Prodotti sviluppati

I prodotti sviluppati corrispondono pienamente a quelli attesi e sono raccolti in questo Rapporto tecnico R1.15-1: "Progettazione di processo delle modifiche impiantistiche da realizzare sul gassificatore a letto fluido bollente".

Questo Rapporto contiene, in particolare:

1. **Procedura di progettazione di processo per il calcolo dei parametri da considerare** (portate di vapore, ossigeno, scarti plastici in ingresso e portata di syngas in uscita, quest'ultima su base secca e base umida, con la sua composizione) **per la progettazione esecutiva e la realizzazione delle modifiche impiantistiche.**
2. **Diagrammi di funzionamento del gassificatore Faber in condizioni autotermiche con ossigeno e vapore**, che consentono di individuare gli intervalli di valori dei principali parametri di esercizio all'interno dei quali si può operare l'impianto.
3. **Analisi di dati provenienti da ulteriori prove sperimentali eseguite a supporto della progettazione**, e non previste in sede di AdC con ENEA.
4. **Definizione dei componenti e delle sezioni del reattore per i quali è opportuno procedere a sostituzione o upgrading, per consentire 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 degli agenti gassificanti, il sistema di pulizia del syngas, il sistema di analisi 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 in termini di rendicontazione economica riguardano maggiori impegni e spese di personale determinati da due importanti esigenze, fortemente propedeutiche agli obiettivi del progetto:

- la necessità di aggiungere - alle previste fasi per la progettazione di processo e di *commissioning* delle modifiche impiantistiche - un'ulteriore serie di test sperimentali, necessari per migliorare la conoscenza del comportamento del reattore in gassificazione autotermica con ossigeno e vapore. **Si sono progettate, condotte ed elaborate 31 prove sperimentali invece delle 16 previste in AdC.** I ricercatori di UVAN hanno programmato tali 31 test, e fornito sempre supporto tecnico-scientifico sul campo, e hanno collaborato alla fase di elaborazione dei dati e interpretazione di tutti i relativi risultati.
- l'opportunità e l'importanza di operare in collaborazione con University College London (UCL) per **migliorare e validare un modello predittivo** (esistente, ma in fase embrionale), **del comportamento del gassificatore Faber**, fino ad ottenere un'elevata concordanza tra risultati sperimentali e modellati⁸. Ciò ha permesso di utilizzare nella fase di progettazione esecutiva dati e informazioni "validati" sul comportamento del reattore in modalità autotermica con ossigeno puro e vapore.

⁸ Parrillo, F., Ardolino, F., Cali, G., Pettinau, A., Materazzi, M., Sebastiani A., Arena, U., 2024. Plastic Waste Gasification Using Oxygen-Enriched Air and Steam: Experimental and Model Results from a Large Pilot-Scale Reactor. *Waste Management*, 183, 53-62. <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2024.04.045>; Sebastiani, A., Parrillo, F., Ardolino, F., Arena, U., Iannello, S., Materazzi, M., 2025. Modelling of Oxygen-Steam Gasification of Waste Feedstock in Industrial Fluidized Bed Reactors, *Chemical Engineering Journal*, 159763. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2025.159763>

6 Sintesi delle attività svolte

I risultati del dimensionamento, con entrambi gli scarti plastici di riferimento, hanno portato a **diagrammi di funzionamento del gassificatore Faber**, in modalità autotermica, usando ossigeno puro e vapore, in corrispondenza dei valori di ER e StC più interessanti ai fini della produzione di idrogeno.

Da essi si ricava la portata di scarto plastico massima per evitare che la velocità di fluidizzazione vada fuori dal campo ottimale, con entrambi gli scarti plastici considerati. Anche con tali portate massime bisogna comunque limitare il rapporto StC a 3.

Sulla base di un modello matematico che UVAN ha contribuito a sviluppare e di cui si è valutata la capacità di fornire dati in buon accordo con quelli sperimentali, si sono sviluppate **stime di portata e composizione del syngas ottenibile con solo ossigeno e vapore, orientando le indicazioni per le modifiche impiantistiche** - soprattutto per caldaia e sistemi di analisi, pulizia del syngas e torcia - **e fornendo informazioni di input all'analisi dei rischi**.

7 Dettaglio delle attività svolte

7.1 Progettazione di processo delle modifiche impiantistiche

7.1.1 Finalità della progettazione di processo delle modifiche al reattore Faber

La progettazione di processo delle modifiche necessarie all'impianto Faber per poter operare in gassificazione autotermica con ossigeno puro e vapore tiene conto delle seguenti esigenze:

- L'impianto deve passare da una modalità autotermica con solo aria ad una che impieghi ossigeno puro e vapore, in modo che il syngas prodotto sia libero da azoto.
- Il reattore deve trattare scarti plastici con potere calorifico più elevato rispetto alle biomasse usate in passato.
- La sezione di pulizia deve trattare un syngas con una diversa portata volumetrica e una diversa composizione, rispetto ai syngas prodotti da un esercizio autotermico con aria. Si stima che il syngas ottenuto da gassificazione con ossigeno puro e vapore conterrà elevati tenori di vapor d'acqua (dell'ordine del 70%), una sostanziale assenza di azoto, possibili elevati tenori di idrocarburi a pochi atomi di carbonio. Ciò richiede un sostanziale adeguamento impiantistico dell'attuale sistema di pulizia del syngas.
- La linea di pulizia deve anche essere dotata di uno spillamento di un'aliquota di syngas per testare un sistema di cracking catalitico per ridurre il tenore di tar nel syngas, prima che venga inviato allo scrubber a umido. Questa parte della progettazione è riportata in dettaglio nel Rapporto Tecnico R1.16-1UVAN, relativo alle attività della LA 1.16.
- La sicurezza delle operazioni deve essere garantita per ogni condizione di esercizio, tenendo anche conto che si produrrà un syngas che, a secco, avrà un maggiore potere calorifico.

In estrema sintesi, le modifiche al reattore devono essere progettate per garantire la necessaria affidabilità e sicurezza dell'esercizio dell'impianto, per poter indagare i processi di gassificazione, in modalità autotermica, usando ossigeno puro e vapore come agenti gassificanti e fluidizzanti.

7.1.2 Materiali di riferimento

I combustibili di maggior interesse sono gli scarti di plastiche miste. Le elaborazioni che hanno portato alle proposte di modifiche impiantistiche si riferiscono a due prodotti di plastica da raccolta differenziata, BluPolymer_L (Blu-L) e Blu-C, identificati a seguito di interazioni con il consorzio Corepla. Sono due materiali con potere calorifico pari a 39 MJ/kg e 31 MJ/kg, rispettivamente. Il secondo, Blu-C, potrà consentire esercizi in intervalli operativi più ampi senza che la temperatura del reattore superi i valori ottimali (Tabella 2).

Tabella 2 – Analisi elementare (in grassetto) e immediata (in corsivo) e potere calorifico inferiore dei due combustibili di riferimento.

	Blu-L	Blu-C
C, %wt	81.50	76.01
H, %wt	12.40	8.16
N, %wt	0.29	0.37
S, %wt	0	0
O, %wt (per differenza)	1.88	6.95
<i>Umidità, %wt</i>	<i>0.52</i>	<i>0.86</i>
<i>Ceneri, %wt</i>	<i>3.41</i>	<i>7.62</i>
<i>Materie volatili, %wt</i>	<i>96.0</i>	<i>89.21</i>
<i>Carbonio fisso, %wt</i>	<i>0.07</i>	<i>2.31</i>
LHV, MJ/kg_{fuel}	38.7	31.1

Si ritiene opportuno, anche per continuità con le ricerche in atto da anni presso Sotacarbo s.p.a., di indicare l'olivina come materiale del letto, perché largamente utilizzata in reattori di gassificazione per le sue proprietà catalitiche per il cracking di idrocarburi pesanti (tar), condensabili a temperature inferiori ai 450°C (Tabella 3).

Sono stati calcolati⁹ i valori dei principali parametri fluidodinamici per i regimi di fluidizzazione, in presenza di un mezzo gassoso costituito da ossigeno e vapore, stimando per l'olivina:

- ✓ **velocità di minima fluidizzazione = 0.042 m/s**
- ✓ **velocità terminale = 2.86 m/s.**

Tabella 3 – Analisi granulometrica, diametro di Sauter, densità e composizione chimica di olivina e sabbia silicea

Materiale		Olivina	Sabbia silicea
Intervallo granulometrico	μm	200-500	200-400
Diametro medio di Sauter	μm	316	237
Densità di particella	kg/m ³	2900	2600
Densità di bulk	kg/m ³	1600	1500
Composizione chimica, %			
Mg₃O₄		0.8	-
MgO		48-50	-
Fe ₂ O ₃		8-10.5	0.15
SiO ₂		39-42	96.4
CaO		<0.4	0.05
K ₂ O		-	0.75
TiO ₂		-	0.50
Al ₂ O ₃		0.8	2.3
Cr ₂ O ₃		0.8	-

⁹ Usando le relazioni da Kunii, D. and Levenspiel, O., 1991. Fluidization Engineering. 2nd ed., Butterworth-Heinemann. ISBN 978-0-08-050664-7. <https://doi.org/10.1016/C2009-0-24190-0>

7.1.3 Valutazione delle principali variabili di processo e diagrammi di funzionamento del gassificatore

L'obiettivo è determinare i valori delle portate di vapore, ossigeno, scarto plastico, per ragionevoli valori dei parametri di esercizio fluidodinamico e chimico, che consentano l'esercizio in sicurezza del gassificatore a letto fluido e la produzione di un syngas che non contenga azoto e abbia un rapporto H_2/CO adeguato all'applicazione finale di produzione di idrogeno. La procedura ha impiegato le equazioni della fluidization engineering (i già citati: Kunii e Levenspiel, 1991 e Geldart, 1986) e ha tenuto conto dei test base sulla progettazione di gassificatori¹⁰.

Si fissa il combustibile e si acquisiscono le sue analisi (elementare e immediata) e il suo potere calorifico inferiore.

Tenendo conto del carico termico nominale del reattore (400 kW), si calcola la portata massima consentita per ciascun combustibile (37 kg/h per il BLU-L, 46 kg/h per il BLU-C) e si fissa una portata di combustibile, Q_f , che sia inferiore a tale valore massimo e compatibile con l'attuale sistema di alimentazione a tramoggia e coclea. Di conseguenza, si calcola la portata molare di carbonio in ingresso, $n_{C,in}$ e la portata di ossigeno stechiometrico per la reazione di ossidazione completa, $n_{O2,steo}$.

Sulla base dell'esperienza tecnico-scientifica, si sceglie ER in un intervallo 0.22-0.28. Di conseguenza, si calcola la portata molare di ossigeno puro in ingresso, $n_{O2,in}$, come $n_{O2,in} = ER \cdot n_{O2,steo}$.

Sulla base della termodinamica delle reazioni di water-gas, e tenendo conto che il vapore non svolge solo funzione di agente riducente ma anche di *moderator* termico, si sceglie un rapporto molare vapore-carbonio, StC , nell'intervallo 1.5-4. Quindi, si calcola la portata molare di vapore in ingresso, $n_{steam,in}$, come $n_{steam,in} = StC \cdot n_{C,in}$. Inoltre, considerato che è stato dimostrato¹¹ che il principale ruolo del vapore nella gassificazione autotermica è quello di *moderator* termico, si monitora pure il rapporto vapore-ossigeno, $StO2$, che sarà sicuramente maggiore di 2.5, e sarà comunque il parametro chiave su cui agire per il controllo della temperatura nel letto e dell'intero profilo termico del reattore.

La temperatura del reattore deve trovarsi in un intervallo ammissibile, limitato all'estremo inferiore, dalla necessità di uno sviluppo ottimale delle reazioni di gassificazione e, all'estremo superiore, dalla resistenza dei materiali e da valutazioni di sicurezza. Dalle tabelle delle proprietà termodinamiche del vapore, si calcola la portata volumetrica di vapore in ingresso alla temperatura fissata, $Q_{steam,in}$, in m^3/s . Dall'equazione di stato dei gas ideali, si calcola la portata volumetrica di ossigeno puro in ingresso alla temperatura fissata, $Q_{O2,in}$, in m^3/s . La portata totale di miscela gassosa gassificante/fluidizzante sarà data da $Q_{gas,in} = Q_{steam,in} + Q_{O2,in}$.

¹⁰ Basu P, 2010. Biomass Gasification and Pyrolysis. Practical design and theory. Academic Press-Elsevier, ISBN 978-0-12-374988-8; Arena U., 2013. Fluidized bed gasification. In: Scala F, editor. Fluidized-bed technologies for near-zero emission combustion and gasification. Woodhead, Publishing. ISBN 978-0-85709-541-1. p. 765-812. Chap. 17. <http://dx.doi.org/10.1016/B978-0-85709-541-1.50025-X>

¹¹ Sebastiani A., Macrì D., Gallucci K., Materazzi M., 2021. Steam - oxygen gasification of refuse derived fuel in fluidized beds: Modelling and pilot plant testing. Fuel Processing Technology. 216, 106783. <http://dx.doi.org/10.1016/j.fuproc.2021.106783>. Parrillo et al., 2024. Op. citata.

Sulla base della area trasversale del reattore, si calcola la velocità di fluidizzazione (dal rapporto tra $Q_{\text{gas,in}}$, in m^3/s , e A , in m^2).

Tale velocità deve essere perlomeno 7-8 volte maggiore della minima fluidizzazione del materiale del letto e deve essere inferiore a 0.9 m/s per evitare eccessivo trascinamento di materiale fine dal letto fluido (intervallo ottimale: 0.4-0.8 m/s).

Infine, poiché il diametro del reattore è noto, si calcolano: i) l'altezza del letto a riposo. Per letti troppo bassi, si ha il rischio di un tempo di permanenza τ inferiore a quello ottimale τ^* ; per letti troppo alti, si ha il rischio di formazione di *slug*, che creano problemi di stabilità fluidodinamica del reattore; ii) il volume e la massa di particelle del letto, sulla base della densità di bulk (o di quella particellare e del grado di vuoto a riposo); iii) l'altezza del letto espanso, tramite le relazioni di Geldart (1986), a partire dall'altezza del letto a riposo.

Le Tabella 4 e Tabella 5 riportano i risultati del dimensionamento per condizioni di esercizio tipiche per la modalità di esercizio autotermica con ossigeno e vapore, con portate di scarto plastico elevata e media, rispettivamente.

I dati di queste tabelle, e di altre che si possono generare impiegando la procedura sopra descritta per una varietà di condizioni di esercizio, generano dei veri e propri **diagrammi di funzionamento del gassificatore Faber**, per i valori di ER e StC più interessanti ai fini della produzione di idrogeno dagli scarti plastici presi in esame.

Questi diagrammi sono riportati nelle successive Figura 1 e Figura 2, in termini di velocità di fluidizzazione nel reattore e portata volumetrica massima. Tutti i componenti a valle del reattore dovranno essere adattati ai valori riportati nei diagrammi di funzionamento e garantire l'esercizio in sicurezza dei test sperimentali.

Tabella 4 - Parametri di interesse per il reattore FABER in modalità autotermica con ossigeno e vapore, per una fissata temperatura del letto e per una portata di scarto plastico alta

	u.m.	BLU-L			BLU-C		
Diametro interno reattore	mm	489			489		
Carico termico nominale	kW	400			400		
Portata combustibile	kg/h	30	30	30	30	30	30
Rapporto di equivalenza	mol/mol	0.22	0.25	0.28	0.22	0.25	0.28
Steam-to-Carbon (StC)	mol/mol	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5
StC* (stima)	mol/mol	3.2	3.3	3.5	3.2	3.3	3.5
Carico termico effettivo	kW	323	323	323	259	259	259
Portata ossigeno	m ³ _N /h	14.6	16.5	18.5	12.0	13.7	15.3
Portata vapore	kg/h	91.6	91.6	91.6	85.4	85.4	85.4
	m ³ _N /h	114	114	114	106	106	106
Portata totale	m ³ _N /h	129	130	132	118	120	122
(a 850°C)	m ³ /h	536	544	552	494	500	507
Velocità fluidizzazione (a 850°C)	m/s	0.79	0.81	0.82	0.73	0.74	0.75
Steam-to-fuel	kg/kg	3.1	3.1	3.1	2.9	2.9	2.9

Tabella 5 - Parametri di interesse per il reattore FABER in modalità autotermica con ossigeno e vapore, per una fissata temperatura del letto e per una portata di scarto plastico media

	u.m.	BLU-L			BLU-C		
Diametro interno reattore	mm	489			489		
Carico termico nominale	kW	400			400		
Portata combustibile	kg/h	25	25	25	25	25	25
Rapporto di equivalenza	mol/mol	0.22	0.25	0.28	0.22	0.25	0.28
Steam-to-Carbon (StC)	mol/mol	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5
StC* (stima)	mol/mol	3.2	3.3	3.5	3.2	3.3	3.5
Carico termico effettivo	kW	269	269	269	216	216	216
Portata ossigeno	m ³ _N /h	12.1	13.8	15.4	10.0	11.4	12.8
Portata vapore	kg/h	76.3	76.3	76.3	71.2	71.2	71.2
	m ³ _N /h	95	95	95	89	89	89
Portata totale	m ³ _N /h	107	109	110	99	100	101
(a 850°C)	m ³ /h	447	454	460	411	417	423
Velocità fluidizzazione (a 850°C)	m/s	0.66	0.67	0.68	0.61	0.62	0.63
Steam-to-fuel	kg/kg	3.1	3.1	3.1	2.9	2.9	2.9

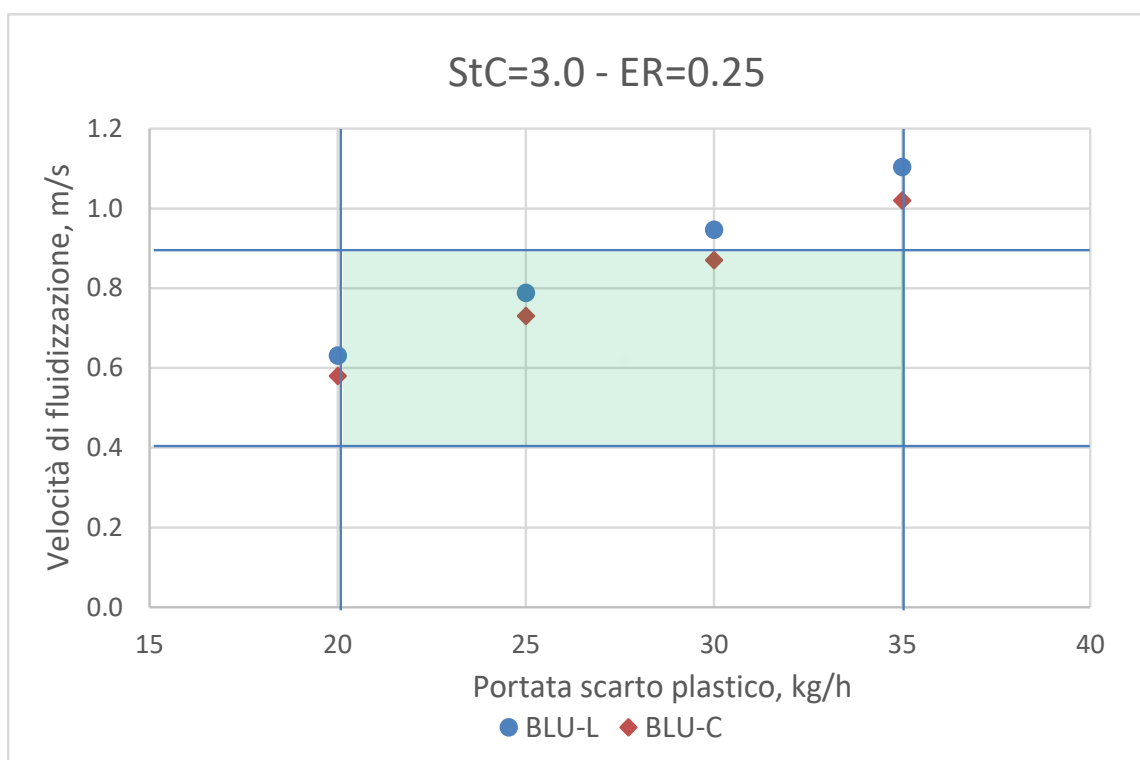
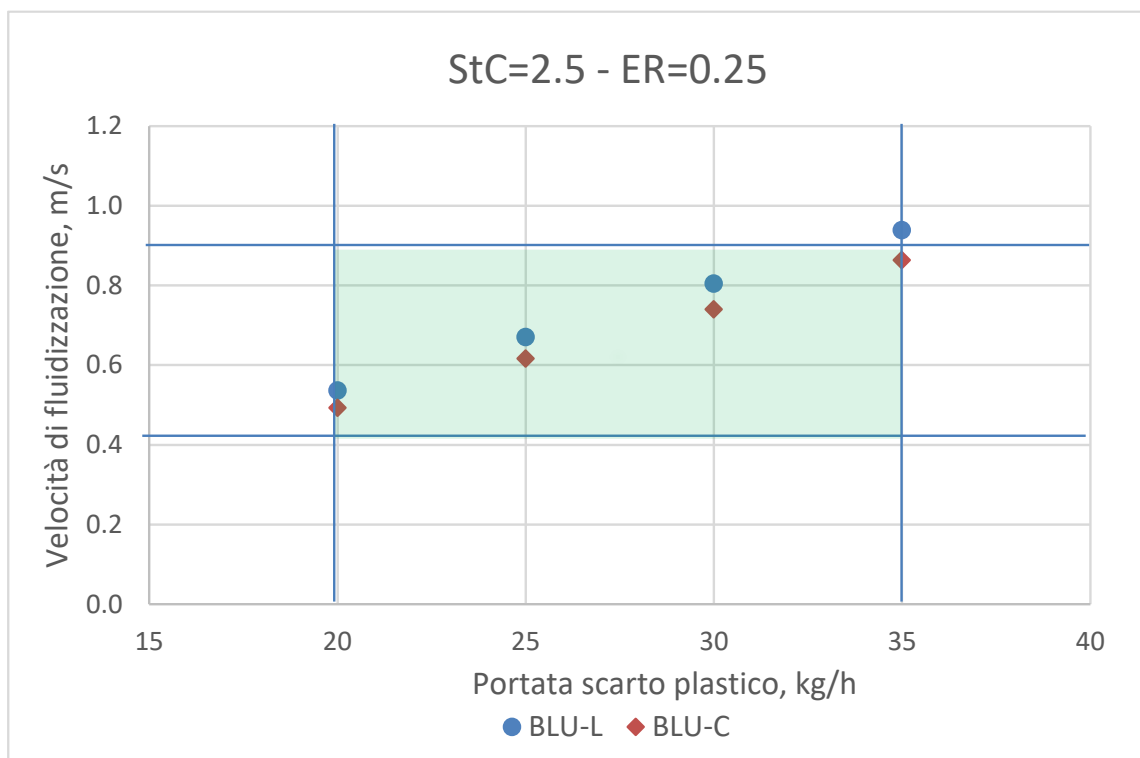


Figura 1 - Diagramma di funzionamento del gassificatore Faber alimentato dai due scarti plastici, in termini di velocità di fluidizzazione in funzione della portata di scarto plastico alimentato, per ER=0.25 e StC=2.5 (sopra) e StC=3.0 (sotto).

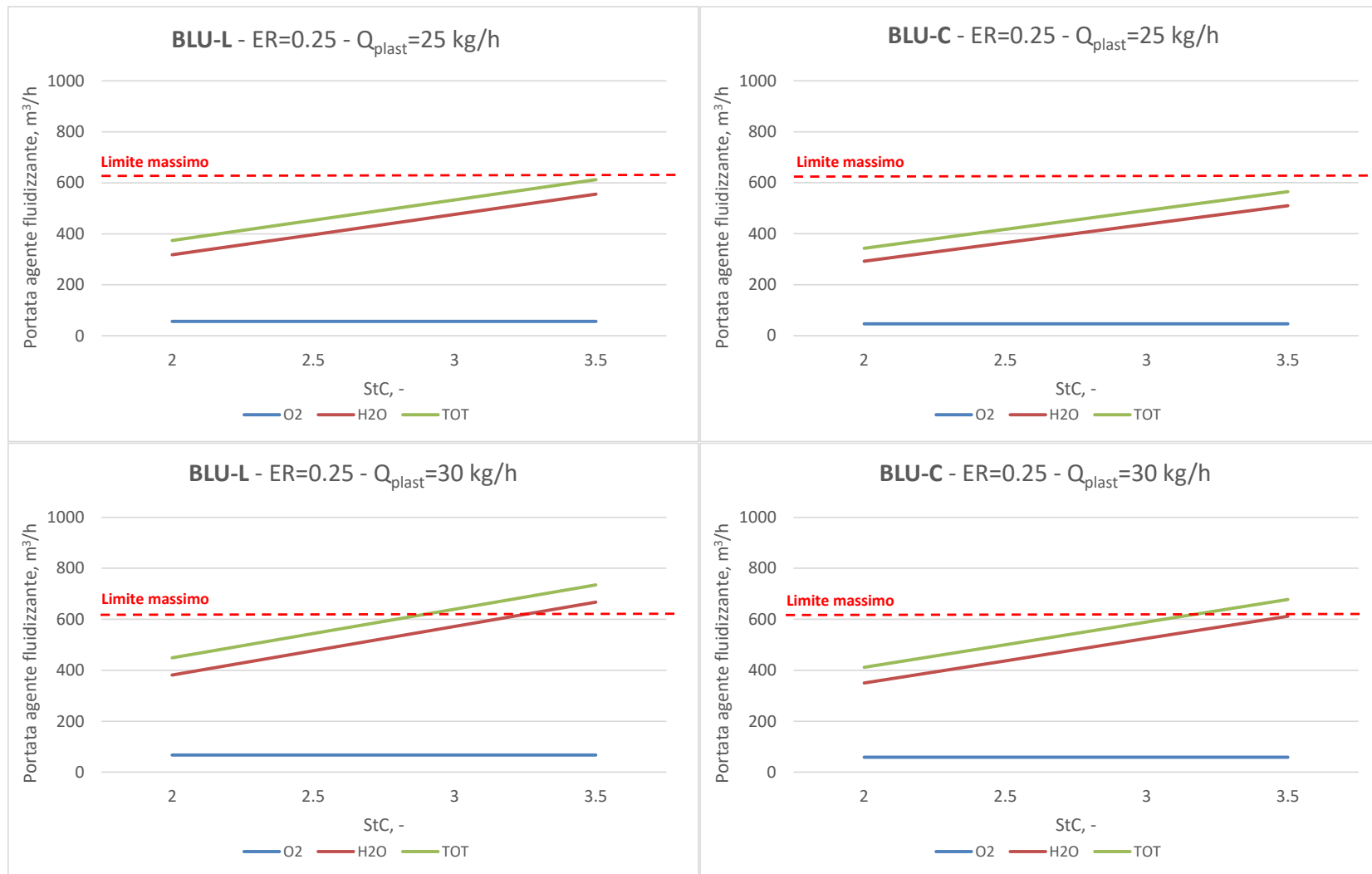


Figura 2 - Diagramma di funzionamento del gassificatore Faber alimentato dai due scarti plastici, in termini di portate volumetriche degli agenti gassificanti (ossigeno e vapore) in funzione del parametro StC e per due valori di portata di scarto plastico alimentato, 25 kg/h (sopra) e 30 kg/h (sotto).

La Tabella 6 riporta una stima generata dal già citato modello matematico¹² della composizione (su base secca e base umida) del syngas ottenuto in una condizione di esercizio tipica e della sua portata e potere calorifico. La portata del syngas su base umida è 304 m³/h a 671°C (temperatura d'uscita del reattore), con un tenore di acqua del 69.4%, che corrisponde a 88 m³_N/h.

Tabella 6 - Stime da modello¹¹ di composizione, portata e potere calorifico del syngas prodotto, per una condizione tipo di esercizio del gassificatore Faber, alimentato con scarti plastici BLU-L (ER=0.25; StC=1.5; T_{letto}=855°C).

	Dry-basis	Wet-basis
Syngas composition, %		
C	0 [4.6*10 ⁻⁵]	0 [1.4*10 ⁻⁵]
H ₂	12.89	3.95
H ₂ O	-	69.40
CO	9.58	2.93
CO ₂	28.47	8.71
CH ₄	18.45	5.65
C ₂ H ₆	0	0
C ₂ H ₄	22.17	6.78
C ₃ H ₆	1.42	0.44
C ₆ H ₆	4.06	1.24
C ₇ H ₈	2.70	0.83
C ₁₀ H ₈	0.25	0.08
<i>CnHm</i>	23.60	7.22
<i>BTX</i>	6.76	2.07
<i>Totale</i>	100	100
Q _{syngas,r} m ³ /h	94.4	304.3
Q _{syngas,r} m ³ _N /h	27.3	88.0
Temperatura letto, °C	855	
Temperatura splashing, °C	913	
Temperatura alto freeboard, °C	671	
PCI _{syngas,r} MJ/m ³ _N	33.8	10.3
PCI _{syngas,r} kJ/mol	758	232

¹² Parrillo et al., 2024. Waste Management. Op. citata; Sebastiani et al., 2025. Chem. Eng. J. Op. citata.

L'analisi dei diagrammi di funzionamento del reattore di gassificazione indica che conviene limitare la portata di scarto plastico ad un valore prossimo a 30 kg/h, per evitare che la velocità di fluidizzazione vada fuori dal campo ottimale. Anche con una portata di 30 kg/h bisogna comunque limitare il rapporto StC a valori non superiori a 3, per rispettare i limiti fluidodinamici e la potenzialità massima di adduzione vapore (Figura 1 e Figura 2). Potrebbe essere invece interessante indagare il campo di funzionamento con ER tra 0.22 e 0.25 che, a scapito di un probabile maggiore contenuto di tar, potrebbe garantire un syngas con più alto contenuto di composti non ossidati¹³.

Dall'analisi dei dati di composizione stimata del syngas per funzionamento con puro ossigeno e vapore, riportati nella Tabella 5, risulta che:

- il syngas che va in torcia ha un potere calorifico più elevato di quello dei syngas prodotti alimentando biomassa o miscele di biomassa e scarti plastici ma ha anche una portata inferiore su base secca. L'energia chimica complessiva del syngas in ingresso alla torcia è paragonabile ai valori fin qui gestiti ma va comunque richiesta ai costruttori una verifica di esercizio in sicurezza.
- il contenuto di vapore nel syngas è elevato, pari a circa 70% per una condizione che garantisce la temperatura del letto a 855°C a ER=0.25. In tali condizioni, la portata di vapore nel syngas risulterebbe superiore a 61.5 m³_N/h, che corrisponde a quasi 50 kg/h di acqua da condensare nei sistemi di pulizia del syngas. Il sistema di pulizia attuale deve quindi essere ripensato per consentire di raccogliere, condensare agevolmente, e poi scaricare o ricircolare, una portata di acqua che, per garantire flessibilità all'impianto, deve essere perlomeno di 75 kg/h. Nel ripensare il syngas clean-up è importante ricordare che il primo stadio di depolverazione deve comunque operare ad una temperatura > 450°C, per evitare la condensa dei tar.

7.2 Ulteriori prove sperimentali sul gassificatore pilota Faber

7.2.1 Prove con rifiuto plastico BLU-C, con valori crescenti della frazione di ossigeno nella corrente di aria arricchita

Le programmazioni proposte, con l'indicazione delle condizioni operative, sono riportate in Tabella 7 e Tabella 8. La programmazione è solo indicativa dei parametri operativi reali, che risentono delle oscillazioni dei sistemi di alimentazione dei combustibili e del vapore.

I principali risultati delle prove, effettuate successivamente al 30 giugno 2023 ed aggiuntive a quelle previste nell'AdC, sono riportati in Figura 3, Figura 4 e Figura 5.

¹³ Ardolino F., Lodato C., Astrup T.F., Arena U., 2018. Energy recovery from plastic and biomass waste by means of fluidized bed gasification: A life cycle inventory model. Energy, 165:299-314. <http://dx.doi.org/10.1016/j.energy.2018.09.158>.

Tabella 7 - Programmazione di test per l'impianto FABER. Prima serie di prove. Gassificazione con Blu-C

Codice test, #	ER=0.22						ER=0.25					ER=0.28
	BluC_0	BluC_1	BluC_2	BluC_3	BluC_4	BluC_5	BluC_6	BluC_7	BluC_8	BluC_9	BluC_9	BluC_10
Agenti fluidizzanti, #	Air	Air + vapore	Air + O2 + vapore	Air + O2 + vapore	Air + O2 + vapore	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	39	33	33	33	38	41	30	30	32	30	30	22
Massima portata consentita, kg/h	46	46	46	46	46	46	46	46	46	46	46	46
Domanda di ossigeno stechiometrica, m3N/h	71,298	60,329	60,329	60,329	69,470	74,954	54,845	54,845	58,501	54,845	54,845	40,219
Domanda di ossigeno stechiometrica, mol/h	3,181	2,691	2,691	2,691	3,099	3,344	2,447	2,447	2,610	2,447	2,447	1,794
Qvol di aria da MFC, nL/h	75,000	64,500	42,500	33,000	30,000	21,200	42,000	33,500	35,000	28,000	18,000	28,500
Qmol di aria, mol/h	3,346	2,878	1,896	1,472	1,338	946	1,874	1,495	1,561	1,249	803	1,271
Qvol di ossigeno con aria, nL/h	15,750	13,545	8,925	6,930	6,300	4,452	8,820	7,035	7,350	5,880	3,780	5,985
Qmol di ossigeno con aria, mol/h	703	604	398	309	281	199	393	314	328	262	169	267
Qvol di ossigeno secondario da MFC, nL/h	0	0	4,500	6,600	9,000	12,100	5,000	6,800	7,200	8,000	10,000	5,400
Qmol di ossigeno secondario, mol/h	0	0	201	294	402	540	223	303	321	357	446	241
Qvol di ossigeno totale, nL/h	15,750	13,545	13,425	13,530	15,300	16,552	13,820	13,835	14,550	13,880	13,780	11,385
Qmol di ossigeno senza O2 combustibile, mol/h	703	604	599	604	683	738	617	617	649	619	615	508
Qmol di ossigeno totale, mol/h	788	676	671	676	765	828	682	683	719	685	680	556
Qvol di azoto da MFC, nL/h	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Qvol di azoto sbarramento, L/min	110	110	110	110	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	6,600	6,600	6,600	6,600
Qvol di azoto sbarramento, mol/h	294	294	294	294	294	294	294	294	294	294	294	294
Qvol di azoto totale, nL/h	65,850	57,555	40,175	32,670	30,300	23,348	39,780	33,065	34,250	28,720	20,820	29,115
Qmol di azoto totale, mol/h	2,938	2,568	1,792	1,458	1,352	1,042	1,775	1,475	1,528	1,281	929	1,299
m _{steam} , kg/h	0	28	28	28	32	35	35	35	35	35	35	35
Qmol steam con fuel, mol/h	19	1,570	1,570	1,570	1,794	1,962	1,957	1,957	1,958	1,957	1,957	1,953
Qmol steam, mol/h	0	1,554	1,554	1,554	1,776	1,943	1,943	1,943	1,943	1,943	1,943	1,943
Qvol steam, nL/h	0	34,839	34,839	34,839	39,816	43,548	43,548	43,548	43,548	43,548	43,548	43,548
Sezione, m2	0.188	0.188	0.188	0.188	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	1,103	1,103	1,103	1,103
Velocità superficiale nel letto fluido(=), m/s	0.45	0.59	0.49	0.45	0.47	0.46	0.54	0.50	0.51	0.48	0.43	0.46
Altezza letto espanso, m	0.96	0.98	0.97	0.96	0.96	0.96	0.98	0.97	0.97	0.96	0.95	0.96
Qfluidizzante totale, nL/h	75,000	99,339	81,839	74,439	78,816	76,848	90,548	83,848	85,748	79,548	71,548	77,448
Qfluidizzante totale, mol/h	3,346	4,432	3,651	3,321	3,516	3,428	4,040	3,741	3,825	3,549	3,192	3,455
% di azoto	80.7%	54.3%	45.4%	40.3%	35.5%	28.0%	40.9%	36.6%	37.1%	33.3%	26.6%	34.6%
% di azoto (senza sbarramento)	79%	51%	41%	35%	30%	22%	37%	32%	32%	28%	20%	29%
% di ossigeno	19.3%	12.8%	15.2%	16.7%	17.9%	19.8%	14.2%	15.3%	15.8%	16.1%	17.6%	13.5%
% di ossigeno (senza sbarramento)	21%	14%	16%	18%	19%	22%	15%	17%	17%	17%	19%	15%
% di vapore	0.5%	33.2%	39.8%	43.4%	47.1%	52.7%	45.2%	48.5%	47.5%	50.9%	56.1%	52.1%
% di vapore (senza sbarramento)	1%	35%	43%	47%	51%	57%	48%	52%	51%	55%	61%	57%
Rapporto arricchimento aria (O2%)	19.30%	19.05%	25.05%	29.29%	33.55%	41.48%	25.78%	29.50%	29.82%	32.58%	39.83%	28.11%
Rapporto arricchimento aria (O2%) senza sbarramento	21%	21%	29%	34%	39%	50%	29%	34%	34%	39%	49%	34%
SWR, steam waste mass ratio	0.00	0.85	0.85	0.85	0.84	0.85	1.17	1.17	1.09	1.17	1.17	1.59
SCR, steam to carbon molar ratio	0.01	0.75	0.75	0.75	0.75	0.76	1.03	1.03	0.97	1.03	1.03	1.40
StO2, steam to oxygen (senza fuel) molar ratio	0.03	2.60	2.62	2.60	2.63	2.66	3.17	3.17	3.02	3.16	3.18	3.85
StO2, steam to oxygen molar ratio	0.02	2.32	2.34	2.32	2.34	2.37	2.87	2.87	2.72	2.86	2.88	3.51
StO2, steam to oxygen mass ratio	0.00	1.45	1.46	1.45	1.47	1.48	1.77	1.77	1.68	1.77	1.78	2.15
ER	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.22	0.25	0.25	0.25	0.25	0.25	0.28

Tabella 8 - Programmazione di test per l'impianto FABER. Seconda serie di prove. Gassificazione con Blu-C

	<u>XO₂=50%</u>		<u>XO₂=70%</u>	
Codice test, #	BluC_11	BluC_12	BluC_13	BluC_14
Agenti fluidizzanti, #	Air + O ₂ + vapore	Air + O ₂ + vapore	Air + O ₂ + vapore	Air + O ₂ + vapore
Portata di combustibile, kg/h	40	30	30	30
Massima portata consentita, kg/h	46	46	46	46
Domanda di ossigeno stechiometrica, m ³ N/h	73,398	54,845	54,845	54,845
Domanda di ossigeno stechiometrica, mol/h	3,275	2,447	2,447	2,447
Qvol di aria da MFC, nL/h	20,693	17,000	6,500	7,500
Qmol di aria, mol/h	923	758	290	335
Qvol di ossigeno con aria, nL/h	4,345	3,570	1,365	1,575
Qmol di ossigeno con aria, mol/h	194	159	61	70
Qvol di ossigeno secondario da MFC, nL/h	11,639	10,000	10,600	12,200
Qmol di ossigeno secondario, mol/h	519	446	473	544
Qvol di ossigeno totale, nL/h	15,985	13,570	11,965	13,775
Qmol di ossigeno senza O ₂ combustibile, mol/h	713	605	534	615
Qmol di ossigeno totale, mol/h	801	671	599	680
Qvol di azoto da MFC, nL/h	0	0	0	0
Qvol di azoto sbarramento, L/min	110	110	110	110
Qvol di azoto sbarramento, nL/h	6,600	6,600	6,600	6,600
Qvol di azoto sbarramento, mol/h	294	294	294	294
Qvol di azoto totale, nL/h	22,947	20,030	11,735	12,525
Qmol di azoto totale, mol/h	1,024	894	524	559
m _{steam} , kg/h	36	60	50	80
Qmol steam con fuel, mol/h	2,002	3,345	2,790	4,455
Qmol steam, mol/h	1,982	3,331	2,775	4,441
Qvol steam, nL/h	44,436	74,654	62,212	99,539
Sezione, m ²	0.188	0.188	0.188	0.188
Temperatura media ipotetica, K	1,103	1,143	1,143	1,143
Velocità superficiale nel letto fluido(=), m/s	0.5	0.63	0.49	0.74
Altezza letto espanso, m	0.96	0.99	0.97	1.00
Qfluidizzante totale, nL/h	76,768	101,654	79,312	119,239
Qfluidizzante totale, mol/h	3,425	4,535	3,538	5,320
% di azoto	27.5%	18.5%	13.7%	10.0%
% di azoto (senza sbarramento)	21%	13%	6%	5%
% di ossigeno	19.2%	12.5%	13.9%	10.9%
% di ossigeno (senza sbarramento)	21%	13%	15%	12%
% di vapore	53.8%	69.3%	72.8%	79.4%
% di vapore (senza sbarramento)	58%	74%	79%	84%
Rapporto arricchimento aria (O ₂)	41.06%	40.39%	50.49%	52.38%
Rapporto arricchimento aria (O ₂) senza sbarramento	49%	50%	70%	70%
SWR, steam waste mass ratio	0.89	2.00	1.67	2.67
SCR, steam to carbon molar ratio	0.8	1.8	1.5	2.3
StO ₂ , steam to oxygen (senza fuel) molar ratio	2.81	5.53	5.23	7.25
StO ₂ , steam to oxygen molar ratio	2.50	4.99	4.66	6.55
StO ₂ , steam to oxygen mass ratio	1.56	3.10	2.93	4.07
ER	0.22	0.25	0.22	0.25
Temperatura desiderata, °C	850	850	850	850

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

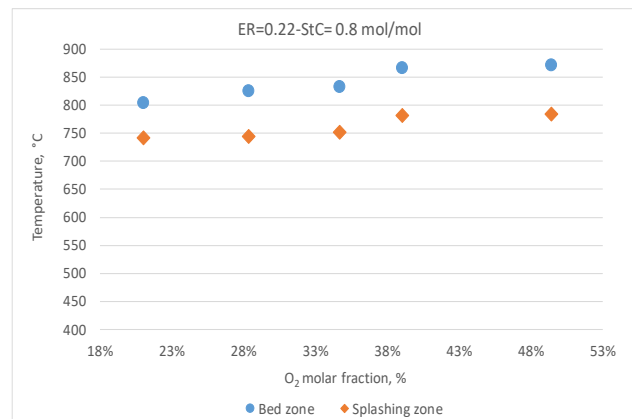


Figura 3 - Temperatura nella zona del letto e della zona di *splashing*, in funzione della frazione molare di ossigeno per ER=0.22.

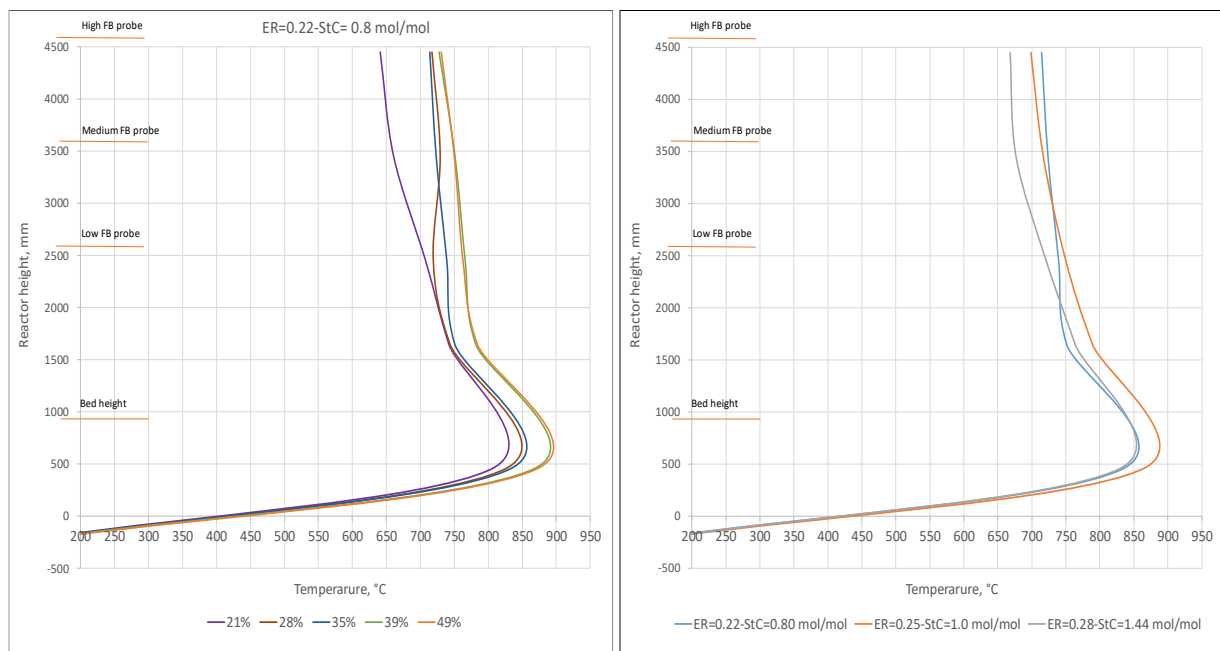


Figura 4 - Profilo assiale della temperatura nel reattore: a sinistra, in funzione della frazione molare di ossigeno, per ER=0.22 e StC=0.8; a destra, a parità di frazione molare di ossigeno (0.35), per valori crescenti di ER e StC.

Un aumento della frazione molare di O₂ nel mezzo gassificante comporta un aumento della temperatura del reattore. La tendenza riportata in Figura 4 conferma che il vapore dovrà progressivamente svolgere il ruolo di *moderator* che prima svolgeva l'azoto, con il conseguente maggior contenuto di acqua nel syngas (Figura 5) e con il vantaggio che la portata di vapore è regolabile e modulabile.

Ciò dovrebbe migliorare la flessibilità operativa, ma sono necessarie portate di vapore molto più elevate di quelle consentite con la precedente caldaia.

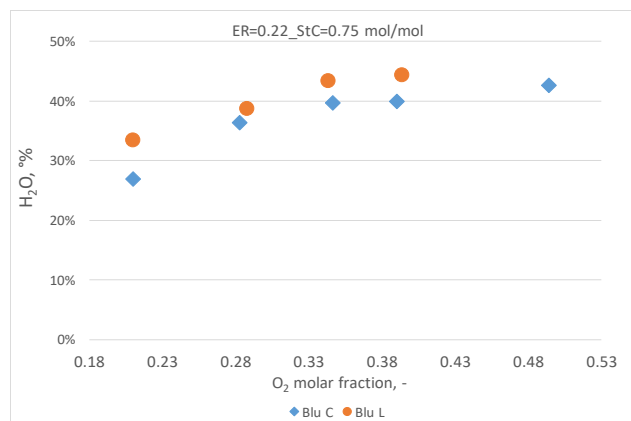


Figura 5 - Tenore di vapor d'acqua nel syngas, in funzione della frazione molare di ossigeno, per ER=0.22 e StC=0.8, per entrambi gli scarti plastici

La Figura 6 riporta i valori di potere calorifico inferiore del syngas e del rapporto H₂/CO nelle prove nelle stesse condizioni di ER e StC ma svolte con entrambi gli scarti plastici (Blu-L e Blu-C).

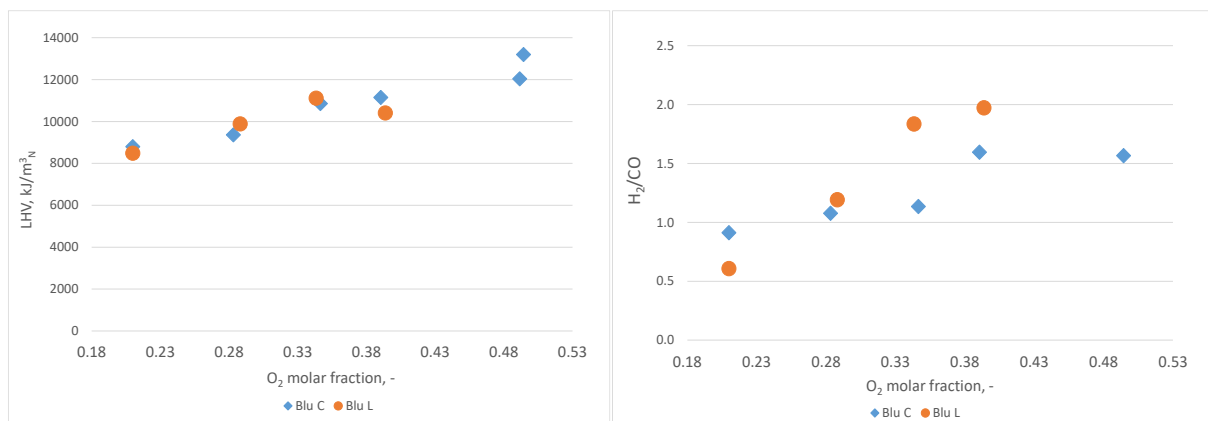


Figura 6 - LHV e rapporto H₂/CO, in funzione della frazione molare di ossigeno, per ER=0.22 e StC=0.8, per entrambi gli scarti plastici.

Se ne desume che più elevate frazioni molarie di O₂ nel gas fluidizzante/gassificante possono promuovere l'aumento di temperatura, a causa della minore presenza di azoto, se ciò non è sufficientemente compensato da un'adeguata immissione di vapore, anche al di là delle portate richieste dalla stechiometria delle reazioni di *water gas* e *water gas shift*. Si ottengono comunque più alti valori del rapporto H₂/CO, compatibili con quelli richiesti per l'*upgrading* del syngas destinato a sintesi di combustibili o prodotti chimici.

7.3 Indicazioni delle modifiche da realizzare su FABER per consentirne l'esercizio con ossigeno e vapore

Le considerazioni appena riportate nei paragrafi precedenti indicano che:

- A. **I parametri di esercizio del gassificatore Faber da tenere in conto quando si opera in gassificazione autotermica con ossigeno e vapore sono: la velocità di fluidizzazione (U), calcolata alla temperatura del letto fluido; il rapporto di equivalenza (ER); il rapporto**

vapore-carbonio (StC); **il rapporto vapore-ossigeno** (StO₂). La temperatura del reattore rimane una cruciale variabile di stato del sistema, poiché il processo di gassificazione avviene in regime di controllo cinetico¹⁴, e va accuratamente monitorata e controllata attraverso la portata di vapore che, in assenza di azoto, svolge anche il ruolo di “moderator”.

- B. 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.

Le valutazioni quantitative sviluppate nella progettazione di processo, ed in particolare la stima della composizione del syngas in condizioni di gassificazione autotermica con solo ossigeno e vapore, indicano la **necessità di alcune modifiche da apportare sull'impianto Faber per renderlo adatto all'esercizio autotermico con solo vapore e ossigeno**. Tali modifiche, condivise e approvate da Sotacarbo, sono così schematizzabili:

1. **Aumento della capacità di alimentazione di vapor d'acqua**, dagli attuali 35 kg/h a circa 100 kg/h.
2. **Individuazione di un nuovo rifiuto di plastica mista**, con un potere calorifico più basso di quello del rifiuto plastico adoperato nei test condotti fino a giugno 2023.
3. **Upgrading o sostituzione dell'attuale sezione di syngas clean-up**, garantendo:
 - a. l'impiego nello scrubber ad umido di acqua corrente (meglio se demineralizzata);
 - b. la capacità di condensare e scaricare (o ricircolare) portate di vapore dell'ordine dei 75-80 kg/h, attraverso appositi sistemi, che potrebbero prevedere, il raffreddamento progressivo della corrente di syngas, ad es., prima fino a temperature di circa 450°C (per evitare la condensazione dei tar), poi uno o più stadi di lavaggio (*wet scrubber*, con ugelli in numero e tipo adeguato a garantire la massima efficienza di lavaggio) con scarico del liquido di pulizia;
 - c. un programma di pulizia periodica degli ugelli dello scrubber a umido, per evitarne il deterioramento della qualità di immissione di particolato liquido;
 - d. la sostituzione degli attuali *demister* con sistemi di analoga funzione ma caratteristiche costruttive differenti, che evitino l'aumento delle perdite di carico in presenza di elevati tenori di acqua nel syngas da pulire (Tabella 6), anche grazie alla condensa e allo scarico in continuo di cui al punto precedente;
 - e. l'inserimento, e il necessario collegamento al sistema di acquisizione e controllo, di un numero sufficiente di misuratori di pressione e temperatura, per monitorare e controllare al meglio il funzionamento della linea di pulizia;

¹⁴ Dogu et al., 2021. The chemistry of chemical recycling of solid plastic waste via pyrolysis and gasification: state-of-the-art, challenges, and future directions. Prog Energy Combust Sci, 84, 100901. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2020.100901>

- f. l'inserimento di uno o più dischi di rottura, o dispositivi equivalenti, per evitare rischi connessi a possibili sovrappressioni.
4. **Adeguamento del sistema di campionamento e di analisi in linea della composizione del syngas** per tener conto della diversa composizione che avrà il syngas (Tabella 6). Ciò richiederà la sostituzione di alcuni moduli di analisi (in particolare, del metano e dell'idrogeno) e l'inserimento di dispositivi adeguati alla rimozione di elevati tenori di acqua prima dell'invio agli analizzatori.
 5. **Verifica della funzionalità della torcia** nell'esercizio con un syngas di potere calorifico più elevato, come risulta dalla Tabella 6.
 6. **Aggiornamento del software di acquisizione e controllo** per visualizzare i nuovi parametri di esercizio e tener conto delle principali modifiche, in particolare quelle che riguardano la nuova caldaia, oltre che per avere visualizzati e monitorati i valori di temperatura e pressione non solo del reattore ma anche della linea di pulizia a valle di esso.
 7. **Predisposizione di un sistema di spillamento di una portata di syngas**, che si stima debba avere un valore contenuto nell'intervallo tra 20 e 30 m³_N/h, da collocarsi appena a valle del ciclone. Tale portata dovrà essere inviata ad un sistema di abbattimento dei tar costituito da due forni di cracking catalitico disposti in parallelo, come da progettazione di processo sviluppata nell'ambito delle attività della LA1.16, a cui si rimanda per il maggiore dettaglio e la descrizione della sperimentazione a supporto.
 8. **Acquisizione di perlomeno due nuovi forni riscaldanti per il corpo reattore**, per poter disporre in tempi brevi di eventuali ricambi che garantiscano che l'attività sperimentale non debba subire interruzioni prolungate.
 9. **Sviluppo di un'analisi dei rischi, che garantisca la massima sicurezza operativa**, anche con le nuove condizioni di esercizio e il nuovo syngas, e che comprenda tutte le potenziali situazioni incidentali, quantificandone probabilità di accadimento ed entità delle conseguenze, e proponendo una serie di azioni che minimizzino il rischio. Alcune di queste azioni si ritengono indispensabili:
 - a. La verifica della funzionalità della guardia idraulica esistente e l'inserimento di dischi di rottura in più punti a valle del reattore.
 - b. Il riesame dei controlli da effettuare prima e dopo ogni test.
 - c. Il riesame delle procedure di gestione operativa dell'impianto - quindi delle fasi di avviamento, esercizio e spegnimento, comprese quelle di passaggio da una condizione di test ad un'altra - alla luce della dimostrata importanza di nuovi parametri.
 - d. Il riesame delle procedure di manutenzione dell'impianto, con controlli periodici sull'integrità di alcune valvole e flange di particolare importanza.
 - e. La richiesta al costruttore della torcia di una verifica dell'esercizio in sicurezza con il nuovo syngas, anche se l'energia chimica complessiva del syngas in ingresso alla torcia è paragonabile ai valori fin qui gestiti.

Si suggerisce anche di valutare l'opportunità di:

- a. operare la linea a valle del ciclone in leggera depressione, dell'ordine di circa 5-10 mm_{H2O}, compatibilmente con i nuovi componenti che si predisporranno lungo la linea e con la gestione delle diverse fasi sperimentali previste;
- b. dotare le aree dell'impianto a valle dell'uscita reattore con almeno tre detector di CO;
- c. sostituire o mantenere le termocoppie esistenti, per evitare che siano starate e forniscano informazioni fuorvianti;
- d. verificare la funzionalità dei forni riscaldanti Watlow esistenti, il cui ruolo per l'esercizio del gassificatore è particolarmente importante;
- e. ispezionare con una videocamera lo stato delle pareti interne del reattore, dopo alcuni anni di esercizio, sia pur saltuario.

8 Contributo delle eventuali consulenze alle attività sopra descritte

Non ci sono consulenze attivate.

9 Pubblicazioni scientifiche

Articoli su riviste scientifiche *peer reviewed*:

PLASTIC WASTE GASIFICATION USING OXYGEN-ENRICHED AIR AND STEAM: EXPERIMENTAL AND MODEL RESULTS FROM A LARGE PILOT-SCALE REACTOR

Waste Management, 2024, 183, 53-62. <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2024.04.045>

autori: **F. Parrillo¹, F. Ardolino¹, G. Cali², A. Pettinau², Massimiliano Materazzi³, Alex Sebastiani³, U. Arena¹**

(¹Department 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 Serbaniu, 09013, Carbonia, CI, Italy; ³Department of Chemical Engineering, University College London, Torrington Place, London WC1E 7JE, United Kingdom)

MIXED PLASTIC WASTE GASIFICATION IN A LARGE PILOT-SCALE FLUIDIZED BED REACTOR OPERATED WITH OXYGEN-ENRICHED AIR AND STEAM

Energy&Fuels. <http://dx.doi.org/10.1021/acs.energyfuels.4c04280>

autori: **F. Parrillo¹, F. Ardolino¹, G. Cali², A. Pettinau², U. Arena¹**

(¹Department 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 Serbaniu, 09013, Carbonia, CI, Italy)

MODELLING OF OXYGEN-STEAM GASIFICATION OF WASTE FEEDSTOCK IN INDUSTRIAL FLUIDIZED BED REACTORS

Chemical Engineering Journal, 159763. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2025.159763>

Autori: **A. Sebastiani¹, F. Parrillo², F. Ardolino², U. Arena², S. Iannello¹, S., M. Materazzi¹**

¹Department of Chemical Engineering, University College London, Torrington Place, London WC1E 7JE, United Kingdom; ²Department of Environmental, Biological, Pharmaceutical Sciences and Technologies – University of Campania “Luigi Vanvitelli”, Via Vivaldi 43-81100, Caserta, Italy.

Presentazioni a conferenze internazionali:

PERFORMANCE CHARACTERISTICS OF A PILOT-SCALE PLASTICS WASTE GASIFIER USING OXYGEN-ENRICHED AIR AND STEAM

SARDINIA 2023–19th Int. Symposium on Waste Management and Sustainable Landfilling, 9-13 ottobre 2023

autori: **G. Cali¹, F. Parrillo², C. Boccia², F. Ardolino², A. Pettinau¹, U. Arena²**

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

EXPERIMENTAL AND MODELLING RESULTS OF STEAM-OXYGEN GASIFICATION OF PLASTIC WASTE IN A PILOT SCALE FLUIDIZED BED REACTOR

ChemRec24_I, Engineering Conference International, Malaga, Spain, 29 aprile 2024

autori: **Parrillo Francesco¹, Cali Gabriele², Arena Umberto¹, Materazzi Massimiliano³, Pettinau Alberto², Ardolino Filomena¹, Sebastiani Alex³**

(¹Department 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; ³Department of Chemical Engineering, University College London, Torrington Place, London WC1E 7JE, United Kingdom)

GASIFICATION BY O₂-ENRICHED AIR AND STEAM OF TWO MIXED PLASTIC WASTES IN A LARGE PILOT SCALE FLUIDIZED BED GASIFIER

46th Meeting of THE ITALIAN SECTION of the COMBUSTION INSTITUTE Towards Net-Zero Carbon Society, Bari, Italy, 2-5 giugno 2024

autori: **F. Parrillo¹, C. Boccia¹, F. Ardolino¹, G. Cali², S. Meloni², A. Pettinau², U. Arena¹**

(¹Department 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)

PLASTIC WASTE GASIFICATION USING OXYGEN-ENRICHED AIR AND STEAM: PILOT PLANT PERFORMANCE AND MODEL RESULTS

WasteEng24–10th Int. Conference on Engineering for Waste and Biomass Valorisation, Sendai, Japan, 20-23 agosto 2024

autori: **Parrillo Francesco¹, Cali Gabriele², Arena Umberto¹, Materazzi Massimiliano³, Pettinau Alberto², Ardolino Filomena¹, Sebastiani Alex³**

(¹Department 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; ³Department of Chemical Engineering, University College London, Torrington Place, London WC1E 7JE, United Kingdom)

DESIGN AND OPERATING CRITERIA OF A LARGE-SCALE STEAM-OXYGEN FLUIDIZED BED GASIFIER FOR MIXED PLASTIC WASTE

SARDINIA 202–20th Int. Symposium on Waste Management and Sustainable Landfilling, 13-17 ottobre 2025

autori: **Gabriele Cali¹, Alberto Pettinau¹, Daniele Battaglia¹, Vincenzo Arconati², Carmine Boccia², Francesco Parrillo², Filomena Ardolino², U. Arena²**

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

10 Eventi di disseminazione

Workshop finale del Progetto Integrato Tecnologie dell'Idrogeno, C.R. ENEA Casaccia, Roma, 19-20 dicembre 2024.