

Ricerca di Sistema elettrico



Analisi tecnico-economica di un processo di stoccaggio termochimico in reattori a letto fluidizzato.

M.A. Murmura, A. Brasiello, S. Cerbelli, M.C. Annesini



SAPIENZA
UNIVERSITÀ DI ROMA

Analisi tecnico-economica di un processo di stoccaggio termochimico in reattori a letto fluidizzato

M.A. Murmura, A. Brasiello, S. Cerbelli, M.C. Annesini, Dipartimento di Ingegneria Chimica Materiali Ambiente, Università di Roma "La Sapienza"

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: Tema di ricerca 1.2 – Progetto integrato Tecnologie di accumulo elettrochimico e termico.

Linea di attività: 4.19

Responsabile del Progetto: Margherita Moreno, ENEA.

Responsabile del Work Package: Raffaele Liberatore, ENEA.

Responsabile Linea di Attività: Maria Anna Murmura

Mese inizio previsto: 25

Mese inizio effettivo: 25

Mese fine previsto: 36

Mese fine effettivo: 36

Il presente documento descrive le attività di ricerca svolte all'interno dell'Accordo di collaborazione: Si ringrazia per la collaborazione alle attività svolte

Indice

1	Risultati attesi	4
2	Risultati ottenuti.....	4
3	Prodotti attesi	4
4	Prodotti ottenuti.....	4
5	Analisi degli scostamenti su attività e risultati.....	4
6	Sintesi delle attività svolte	5
7	Dettaglio delle attività svolte.....	6
7.1	Dimensionamento delle apparecchiature	8
7.2	Ciclo Rankine.....	9
7.3	Capex e Opex.....	10
8	Contributo delle eventuali consulenze alle attività sopra descritte.....	13
9	Pubblicazioni scientifiche	13
9.1	13
10	Riferimenti bibliografici	13
11	Eventi di disseminazione	14
11.1	14
12	Posizionamento della ricerca rispetto allo stato dell'arte internazionale.....	14

Indice delle figure

Figura 1. Schema concettuale del processo preso in esame: le linee tratteggiate rappresentano le correnti di CO ₂ e le linee continue quelle dei solidi.....	5
Figura 2. Diagrammi PV e TS di un ciclo Brayton ideale.	5
Figura 3. Process flow diagram della configurazione scelta: in rosso è evidenziata la zona di calcinazione; in verde quella di carbonatazione; in giallo e in viola rispettivamente le zone di compressione ed espansione dell'anidride carbonica	6
Figura 5. Simulazione del ciclo Rankine.	10

Indice delle tabelle

Tabella 1. Caratteristiche delle correnti. Le composizioni sono in frazioni molar (i nomi si riferiscono allo schema in Figura 3).	7
Tabella 2. Condizioni operative nel calcinatore e carbonatatore	8
Tabella 3. Principali dimensioni dei serbatoi di stoccaggio.....	8
Tabella 4. Potenze associate a compressori e turbine del processo.....	9
Tabella 5. Principali caratteristiche delle apparecchiature impiegate nel ciclo Rankine	10
Tabella 6. Condizioni per il calcolo del costo capitale.	11
Tabella 7. Costi per l'acquisto delle apparecchiature.	12
Tabella 8. Potenza delle turbine	12
Tabella 9. Ricavi della vendita di elettricità	13
Tabella 10. Risultati della valutazione economica.	13

1 Risultati attesi

Valutazione dei principali parametri di performance per processi di accumulo termochimico in reattori a letto fluidizzato e indicazione di linea guida per l'accoppiamento degli stessi con sistemi a concentrazione solare o calore di scarto.

Analisi tecnico-economica dei processi di accumulo termochimico in esame nelle condizioni individuate come più favorevoli.

2 Risultati ottenuti

I risultati ottenuti sono in linea con i risultati attesi

3 Prodotti attesi

Report: Analisi tecnico-economica di un processo di stoccaggio termochimico in reattori a letto fluidizzato.

4 Prodotti ottenuti

Report: Analisi tecnico-economica di un processo di stoccaggio termochimico in reattori a letto fluidizzato.

5 Analisi degli scostamenti su attività e risultati

Non ci sono stati scostamenti significativi. La valutazione degli indicatori di performance è stata anticipata alla precedente LA 4.15, in quanto si è notata una maggiore coerenza nel valutare gli indici di performance contestualmente all'analisi degli output dei modelli sviluppati per la descrizione del comportamento dei reattori a letto fluidizzato.

6 Sintesi delle attività svolte

In questa LA è stata svolta l'analisi tecnico-economica di un processo di stoccaggio basato sul sistema CaO/CaCO₃, individuato come il più promettente tra quelli studiati nella precedente LA. Il processo proposto è schematizzato in Figura 1 e prevede la produzione continua di energia elettrica.

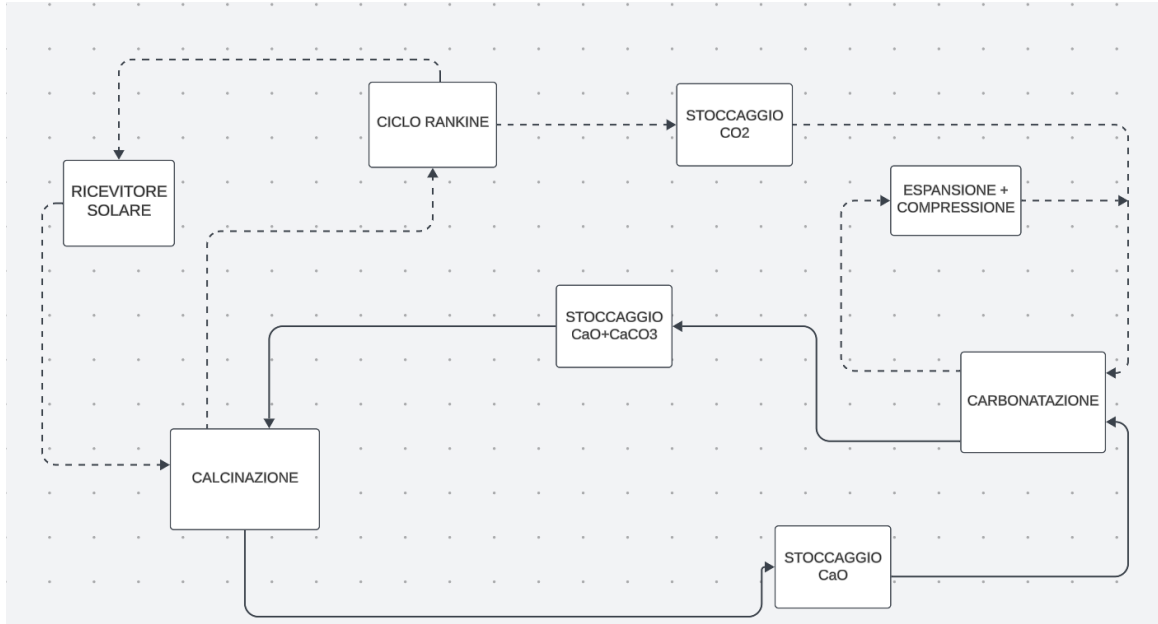


Figura 1. Schema concettuale del processo preso in esame: le linee tratteggiate rappresentano le correnti di CO₂ e le linee continue quelle dei solidi

Il primo stadio consiste nella calcinazione del CaCO₃ utilizzando una corrente di CO₂ pura. Il gas uscente dal reattore di calcinazione, consistente nella CO₂ alimentata più quella prodotta dalla calcinazione, viene utilizzato per produrre elettricità durante il giorno. La reazione di carbonatazione avviene in un reattore a letto fluidizzato. Il processo proposto prevede una circolazione continua di CO₂ in un ciclo chiuso. Durante il giorno, la corrente calda di CO₂ prodotta dalla calcinazione può essere utilizzata in un ciclo a vapore Rankine (SR) per la generazione di energia, portando alla realizzazione di un ciclo Brayton chiuso (Figura 2).

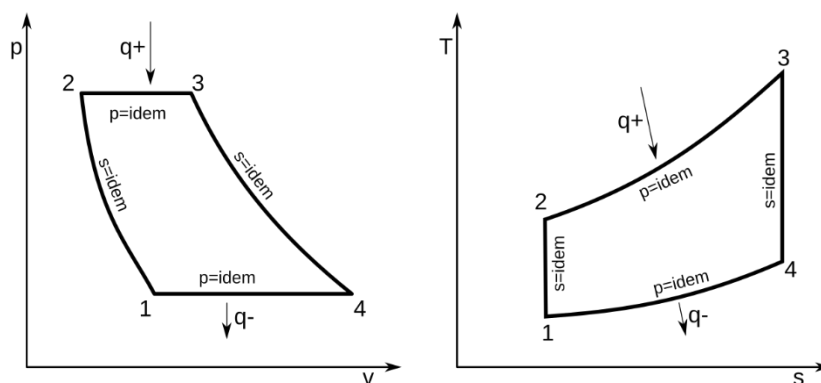


Figura 2. Diagrammi PV e TS di un ciclo Brayton ideale.

7 Dettaglio delle attività svolte

Lo schema completo del processo, implementato sul simulatore di processo PRO/II, è riportato in Figura 3.

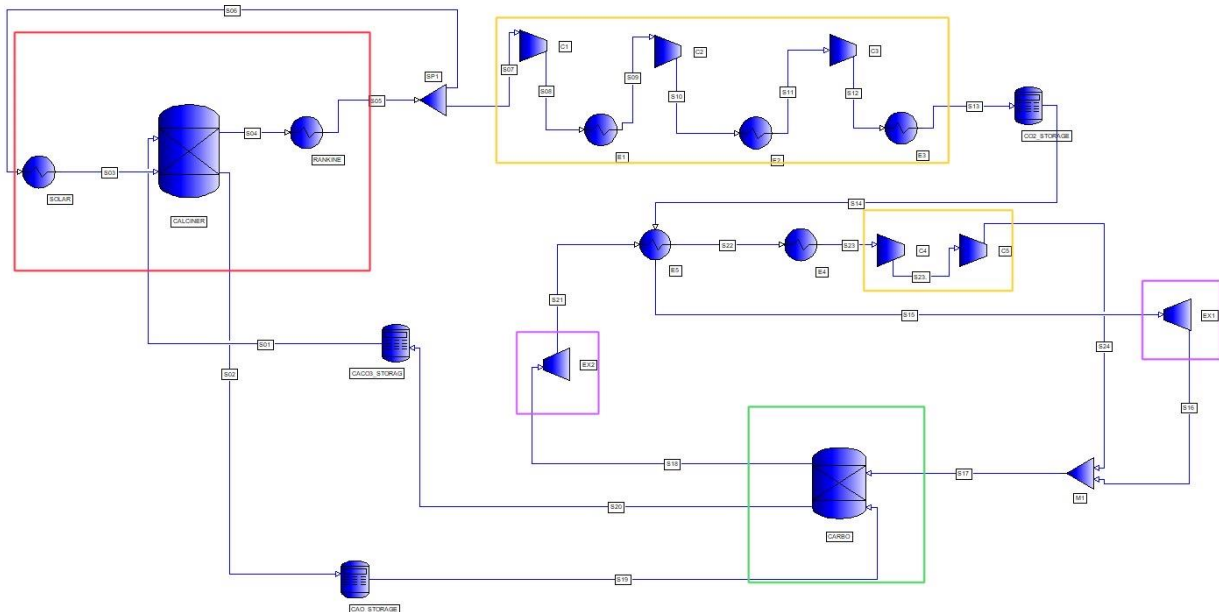


Figura 3. Process flow diagram della configurazione scelta: in rosso è evidenziata la zona di calcinazione; in verde quella di carbonatazione; in giallo e in viola rispettivamente le zone di compressione ed espansione dell'anidride carbonica

Nella sezione di calcinazione, il CaCO_3 (S01) e la CO_2 (S03) vengono introdotte nel calcinatore, dove reagiscono. Il prodotto solido (S02) viene convogliato in un serbatoio coibentato mentre la CO_2 (S04) viene impiegata in un ciclo SR per la produzione di energia, dal quale esce (S05) per essere poi divisa in due correnti: la prima (S06) viene inviata di nuovo al reattore di calcinazione, la seconda (S07), corrispondente alla CO_2 prodotta in fase di calcinazione, viene immagazzinata a 34°C e 75 bar. In questo modo, il reattore di calcinazione lavora con un gas avente caratteristiche costanti nel tempo. La sezione di carbonatazione viene alimentata nelle ore notturne (10 ore) da CaO puro, precedentemente prodotto nella calcinazione. La temperatura del solido dipende dal calore perso durante le ore di stoccaggio. Qui si è ipotizzata una temperatura media di 850°C . All'interno del reattore di carbonatazione, il CaO reagisce con la CO_2 prodotta in fase di calcinazione. La velocità della reazione di carbonatazione può ridursi significativamente all'aumentare della conversione del CaO [1]; pertanto, qui si è ipotizzato di far operare il reattore di carbonatazione fino a una conversione del 22%. In Tabella 1 sono riportate le caratteristiche principali delle correnti di processo.

Tabella 1. Caratteristiche delle correnti. Le composizioni sono in frazioni molar (i nomi si riferiscono allo schema in Figura 3).

Stream	Flow rate [kg/s]	T [°C]	P [bar]	CO ₂	CaO	CaCO ₃
S01	4.91	750	1		0.66	0.34
S02	4.18	950	1		1	
S03	85.87	1050	1	1		
S04	86.60	950	1	1		
S05	86.60	70	1	1		
S06	85.87	70	1	1		
S07	0.73	70	1	1		
S13	0.73	70	75	1		
S14	0.73	34	75	1		
S15	0.73	250	75	1		
S16	0.73	22	5	1		
S17	17.68	573	5	1		
S18	16.62	875	5	1		
S19	6.15	850	1		1	
S20	7.21	875	1		0.66	0.34
S21	16.62	624	1	1		
S22	16.62	608	1	1		
S23	16.62	400	1	1		
S24	16.62	604	5	1		

Le condizioni operative per il calcinatore e il carbonatore sono riassunte in Tabella 2. L'analisi è stata effettuata su un sistema da 100 MW_{th}. Per il calcinatore si fanno le ipotesi di funzionamento adiabatico e completa conversione del solido. A valle della calcinazione si produce energia elettrica attraverso un ciclo Rankine, operante tra pressioni di 75 e 1 bar e temperatura massima di 600°C. Il vapore surriscaldato prodotto è mandato in una turbina. Nel carbonatore, la scelta delle condizioni operative dipende anche dai limiti imposti dalle condizioni di fluidizzazione. Qui si è considerato un reattore adiabatico operante a 875 °C e 5 bar. La temperatura del gas uscente è assunta costante grazie alla corrente in eccesso di CO₂, che assorbe parte del calore sviluppato dalla reazione esotermica.

Tabella 2. Condizioni operative nel calcinatore e carbonatatore

	Calcinatore	Carbonatatore
Energia disponibile [MW _{th}]	100	
Temperatura [°C]	950	850
Pressione [bar]	1	5
Alimentazione	CO ₂ pura	CO ₂ pura
X _{solido} [-]	1	0.22
Durata [h]	8	10

7.1 Dimensionamento delle apparecchiature

Le condizioni operative del carbonatatore sono state scelte sulla base dei risultati ottenuti nella precedente LA [2]. Il volume necessario per contenere il solido reagente in assenza di fluidizzazione è

$$V_{solido} = \frac{F_s \Delta t}{\rho_s} \quad (1)$$

dove F_s è la portata di solido alimentata al reattore (kg/s), Δt è la durata della fase di carbonatazione e ρ_s è la densità del solido (kg/m³). Il volume risultante è pari a 153 m³. Una volta ottenuto il volume di solido necessario, è stato valutato il volume dell'intero reattore considerando un grado di vuoto in condizioni di letto fisso pari a 0.45. Tale volume è stato diviso in quattro reattori, operanti in parallelo. Il diametro del reattore, di 3.2 m, è stato scelto considerando un valore della velocità del gas in ingresso pari a 5 volte quella di minima fluidizzazione. La corrispondente altezza è 8.63 m. Questa è stata poi incrementata del 50% per tener conto dell'espansione del letto durante la fluidizzazione e della necessità di una zona di disimpegno del solido, ottenendo un'altezza totale di 13 m. Nella fase di calcinazione, è possibile operare con un reattore a letto fisso. Una volta valutato il volume totale, pari a 140 m³ dopo aver tenuto conto anche del grado di vuoto, le dimensioni sono state scelte imponendo due reattori operanti in parallelo e un rapporto H/D di 1.5, ottenendo valori di diametro e altezza rispettivamente di 4.5 e 6.75 m.

Si è poi passati al dimensionamento dei serbatoi necessari per lo stoccaggio (i) della CaO pura derivante dalla calcinazione, (ii) del solido misto CaO/CaCO₃ derivante dalla carbonatazione, (iii) della CO₂ prodotta in fase di calcinazione. In Tabella 3 sono riportate le caratteristiche principali di queste unità. I volumi di ciascun serbatoio sono stati valutati sulla base delle portate delle correnti entranti e uscenti e del numero di ore per le quali è necessario lo stoccaggio. Per i solidi, si è considerato di lavorare con serbatoi cilindrici ad asse verticale con grado di riempimento dell'80% e un rapporto H/D di 1/1 circa, scelto sia per evitare un peso eccessivo del battente sia per ridurre la coibentazione necessaria. Il serbatoio della CO₂ è invece stato dimensionato considerando un cilindro ad asse orizzontale, con un grado di riempimento del 70% e con H/D circa pari a 3.

Tabella 3. Principali dimensioni dei serbatoi di stoccaggio

Stoccaggio	sD [m]	H [m]	V [m ³]
CaO	3.7	3.7	40
CaO/CaCO ₃	5	5.5	108
CO ₂	4	12.5	157

Per quanto riguarda i compressori, nel processo preso in esame esistono due zone di compressione: (i) per lo stoccaggio della CO₂ e (ii) nel ciclo Brayton. In entrambe i casi, per il calcolo degli stadi di compressione si è ipotizzato di lavorare con un rapporto di compressione compreso tra 2 e 3. Per la compressione tra le correnti S07 e S13, in cui si passa da 1 a 75 bar si sono quindi fissati tre stadi di compressione con refrigerazioni intermedie. Nel ciclo Rankine è richiesta una compressione da 1 a 5 bar (correnti S23 e S24) e sono quindi stati fissati due stadi di compressione senza raffreddamenti intermedi. Le zone di espansione sono invece relative (i) alla CO₂ uscente dallo stoccaggio in pressione, per riportarla nelle condizioni in cui avviene la reazione di carbonatazione e (ii) al Brayton. In Tabella 4 sono riassunte le potenze associate alle zone di compressione ed espansione.

Tabella 4. Potenze associate a compressori e turbine del processo

	Stoccaggio CO ₂			Ciclo Brayton		Stoccaggio CO ₂	Ciclo Brayton
	C1	C2	C3	C4	C5	EX-1	EX-2
potenza [kW]	206	51	25.86	2095	1808	-211	-5156

In merito agli scambiatori, in quelli utilizzati per gli stadi di refrigerazione intermedi richiesti nella compressione della CO₂ prima del suo stoccaggio, per i quali si è supposto di utilizzare cooling water come fluido di raffreddamento. Il coefficiente globale di trasferimento di calore, U , è stato posto pari a 250 W/(m²°C). Le superfici totali richieste per gli scambiatori E1, E2 ed E3 risultano di 2.2, 2.4 e 4.8 m², rispettivamente. Alla luce delle basse superfici di scambio richieste, per questi tre scambiatori si è scelto di considerare una configurazione a doppio tubo. L'altro scambiatore presente è quello necessario per il riscaldamento della CO₂ proveniente dallo stoccaggio e da mandare in turbina prima di poter essere alimentata alla fase di carbonatazione. Il riscaldamento è necessario per ottenere una temperatura della corrente in ingresso al carbonatatore sufficientemente alta. La scelta di effettuare il riscaldamento prima dell'espansione è dettata dal maggior lavoro ottenibile da un'espansione a temperatura maggiore. Questo riscaldamento può essere effettuato recuperando calore dalla corrente di CO₂ uscente dalla carbonatazione, con $U=200$ W/(m²°C) e una superficie di scambio di 17.2 m².

7.2 Ciclo Rankine

Di seguito verrà discusso il ciclo Rankine incluso nel processo, analizzato esternamente dallo schema principale del processo dove, come mostrato in Figura 3, è indicato solo come uno scambiatore di calore. Come generatore di vapore è stato ipotizzato l'uso di un ribollitore kettle, nel quale si manda boiling feed water, disponibile a 30°C e 75 bar. A questa pressione la temperatura di ebollizione dell'acqua è di circa 290°C. Supponendo di raffreddare il gas fino a 70°C, si ricava una portata di acqua da evaporare pari a 25.8 kg/s. Per il kettle si stima $U=200$ W/(m²°C) e un'area di 83.2 m². Per la turbina si fissa una pressione di uscita pari a 0.1 bar, dalla quale si ottiene quindi una potenza di 7691.5 kW. In uscita dalla turbina il vapore è in condizioni di saturazione a 45.8°C. Nel condensatore si è scelto di utilizzare come fluido di servizio acqua di pozzo, disponibile a 10°C, ottenendo una superficie dello scambiatore di 381 m². In Figura 4 è riportato lo schema del ciclo Rankine, mentre in Tabella 5 sono state riportate le principali caratteristiche delle apparecchiature necessarie.

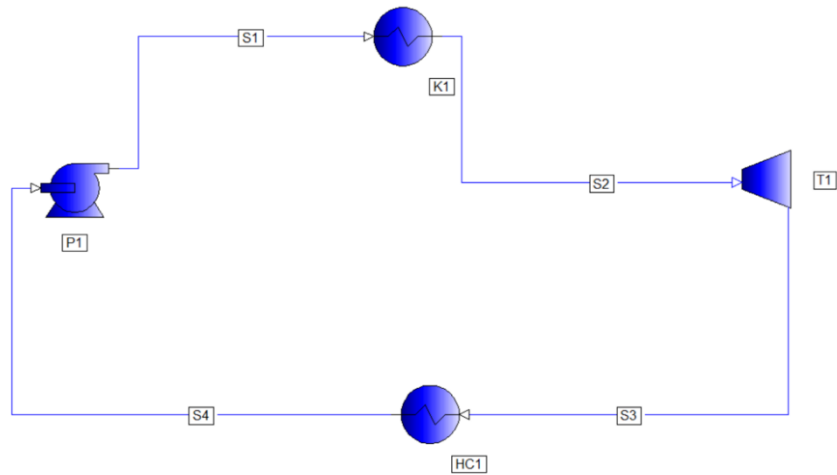


Figura 4. Simulazione del ciclo Rankine.

Tabella 5. Principali caratteristiche delle apparecchiature impiegate nel ciclo Rankine

Turbina	Pompa	Condensatore	Kettle
7691.5 kW	179.3 kW	381 m ²	83.2 m ²

7.3 Capex e Opex

Per il calcolo dei costi di capitale relativi alle apparecchiature è stato utilizzato l'approccio dei fattori per modulo [3,4,5], utilizzando il programma Capcost. I dati relativi al costo di acquisto delle apparecchiature, a pressione atmosferica e realizzate con acciaio al carbonio, C_p^0 , sono esprimibili mediante l'equazione

$$\log_{10} C_p^0 = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2 \quad (2)$$

dove A è la capacità o parametro dimensionale dell'apparecchiatura e K_1 , K_2 e K_3 sono delle costanti, disponibili in letteratura [3-5], che permettono di quantificare l'effetto della capacità sul costo dell'apparecchiatura. Il costo delle apparecchiature dipende dalla pressione operativa e dal materiale di costruzione. Per tenerne conto, è possibile calcolare il fattore di pressione che, per recipienti di processo a geometria cilindrica ad asse orizzontale o verticale di diametro D e funzionanti alla pressione di P , espressa in barg, è basato sul codice ASME per il dimensionamento dei recipienti in pressione [6], secondo la relazione (3)

$$F_p = \frac{(P + 1)D}{2SE - 1.2(P + 1)} + CA \quad (3)$$

in cui S è lo sforzo ammissibile per l'acciaio al carbonio, pari a 944 bar, E è l'efficienza di saldatura pari a 0.9, t_{min} è lo spessore minimo ammissibile (0.0063 m) e CA è il sovrasspessore per corrosione (0.00315 m). I fattori di pressione, F_p , per le apparecchiature di processo che non rientrano nella categoria precedente sono espressi mediante la (4)

$$\log_{10} F_p = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 (\log_{10} P)^2 \quad (4)$$

Le unità di misura della pressione sono barg e le costanti sono tabellate [3,4,5] insieme agli intervalli di pressioni per le quali sono valide. Per il calcolo del fattore del materiale, F_{BM} , è possibile reperire valori medi riportati in tabella e grafici dai riferimenti [3,4,6-8].

I bare module factors per scambiatori di calore, recipienti di processo e pompe sono calcolati mediante la relazione

$$C_{BM} = C_p^0 F_{BM} = C_p^0 (B_1 + B_2 F_M F_P) \quad (5)$$

dove i valori delle costanti B_1 e B_2 sono riportati in [3]. Il bare module cost per le condizioni di pressione ambiente e costruzione in acciaio al carbonio, C_{BM}^0 , e il bare module factor per l'apparecchiatura in queste condizioni, F_{BM}^0 , si possono calcolare ponendo F_M ed F_B entrambi pari a 1. I costi operativi sono stati fissati 3.5% dei costi capitale per anno [9].

Tabella 6. Condizioni per il calcolo del costo capitale.

Apparecchiatura	Configurazione	Materiale	A
Compressori			
C1	rotativo	acciaio semplice	potenza
C2	rotativo	acciaio semplice	potenza
C3	rotativo	acciaio semplice	potenza
C4	centrifugo	acciaio inox	potenza
C5	centrifugo	acciaio inox	potenza
Turbine			
EX-1	assiale	acciaio semplice	potenza
EX-2	assiale	acciaio inox	potenza
Serbatoi			
V-1	CaO	acciaio semplice	Volume
V-2	CaCO ₃	acciaio semplice	Volume
V-3	CO ₂	acciaio semplice	Volume
Reattori			
R-1	carbonatazione	acciaio semplice	volume
R-2	calcinazione	acciaio semplice	Volume
Scambiatori di calore			
E-1	doppio tubo	acciaio semplice	superficie
E-2	doppio tubo	acciaio semplice	superficie
E-3	doppio tubo	acciaio semplice	superficie
E-5	fascio tubiero	acciaio inox	superficie
Ciclo Rankine			
T-1	turbina assiale	acciaio inox	potenza
P-1	pompa centrifuga	acciaio inox	potenza
HC-1	condensatore	acciaio inox	superficie
K-1	kettle	acciaio inox	superficie

In Tabella 6 sono riassunte le condizioni imposte per la scelta delle apparecchiature dell'impianto. È importante notare che il materiale scelto per alcune apparecchiature è acciaio semplice ma, viste le temperature operative il costo dei reattori R-1 e R-2 e dei serbatoi di stoccaggio V-1 e V-2 è stato aumentato del 10% per tener conto della coibentazione interna [7]. In Tabella 7 sono riportati i bare module cost di ogni apparecchiatura, con un CEPCI attualizzato al 2024 di 800. Dai risultati riportati è evidente il peso delle condizioni operative sui costi delle apparecchiature, che possono portare a un aumento fino al 300% del costo rispetto al caso base. A questi costi è necessario aggiungere il costo di approvvigionamento del solido, valutato 0.0042 €/kg [9], per un totale di 952 €.

Tabella 7. Costi per l'acquisto delle apparecchiature.

Apparecchiatura	A	C ⁰ _P [k€]	C _{BM} [k€]
C1	206 kW	265	640
C2	51 kW	31.9	76.8
C3	25.9 kW	18.8	45.4
C4	2100 kW	1350	3710
C5	1810 kW	1220	3350
EX-1	211 kW	169	591
EX-2	5156 kW	1700	5940
V-1	40 m ³	52.5	57.8
V-2	108 m ³	59.6	65.6
V-3	157 m ³	2690	4220
R-1	105 m ³	66.8	146.9
R-2	108 m ³	68.2	75
E-1	2.2 m ³	3.7	12.2
E-2	2.4 m ³	3.9	12.6
E-3	4.8 m ³	5.15	15.7
E-5	17.2 m ³	63.2	140
Ciclo Rankine			
EX-3	7691.5 kW	1840	6430
P-1	179.3 kW	133	230
C-2	381 m ²	159	360
K-1	83.2 m ²	394	836

Per calcolare l'energia elettrica generata dalle turbine (EX) e il ricavo annuo dalla sua vendita è stato fissato un numero di giorni di funzionamento pari a 330 l'anno e rendimenti di turbine e generatore elettrico di 35% e 90%, rispettivamente. Il prezzo di vendita dell'elettricità, stimato a settembre 2024 è di 100 €/MWh. Nelle Tabella 8 e 9 sono riassunti i risultati della valutazione descritta.

Tabella 8. Potenza delle turbine

	EX-1	EX-2	EX-3
MW	0.066	1.62	2.42
MWh/giorno	0.66	16.24	19.38

Tabella 9. Ricavi della vendita di elettricità

Ricavi	Giornalieri	Anni
k€	3.628	1197.24

La valutazione totale dei costi fissi è stata valutata sommando le voci di costo riportate in Tabella 7, tenendo presente il numero totale di reattori e il costo dell'approvvigionamento del solido e attualizzando al 2024. Il valore residuo dell'impianto è stato posto pari al 10% dei costi capitali [9].

Tabella 10. Risultati della valutazione economica.

	CAPEX	OPEX	Vendita Elettricità	Valore Residuo
k€	40667	1423.3	1197.24	4066.7

Dalla Tabella 10, si evince che i costi operativi superano i ricavi annui dalla vendita di elettricità. È interessante, però notare che il 28% del Capex è rappresentato dal costo per l'acquisto e l'installazione dei compressori e il 15% dal solo serbatoio di stoccaggio della CO₂. L'aspetto critico dell'impianto è quindi rappresentato dalla compressione e stoccaggio della CO₂. Una possibile soluzione potrebbe essere quella di lavorare in ciclo aperto, eliminando del tutto la compressione e stoccaggio della CO₂. Questa soluzione sarebbe possibile nel caso in cui la CO₂ utilizzata provenisse da correnti di scarto, portando così a emissioni nette di CO₂ nulle. Un'altra voce di costo critica è rappresentata dalle turbine che, viste le elevate temperature operative, devono essere realizzate di materiali pregiate. La sola turbina EX-3, presente nel ciclo Rankine, rappresenta il 23% del costo di investimento iniziale. Inoltre, se si considera la potenziale introduzione di una carbon tax di 100 € per tonnellata di CO₂ [10] e che, in media, la produzione di 1 MWh di elettricità dai combustibili fossili emette circa 820 kg di CO₂, il processo appena descritto permetterebbe una riduzione della produzione di CO₂ di circa 30 tonnellate al giorno (9900 t/anno) e quindi di un risparmio in termini di carbon tax fino a 990 k€.

8 Contributo delle eventuali consulenze alle attività sopra descritte

L'attività è stata condotta senza avvalersi di consulenze

9 Pubblicazioni scientifiche

Non sono stati pubblicati lavori scientifici nel 2024.

10 Riferimenti bibliografici

1. S. Lo Conte, M. A. Murmura, F. Fratini, S. Cerbelli, M. Lanchi, A. Spadoni, L. Turchetti, M.C. Annesini, Calcium looping for thermochemical storage: assessment of intrinsic reaction rate and estimate of kinetic/transport parameters for synthetic CaO/Mayenite particles from TGA data, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2023, 62, 16647-16659.
2. Modellizzazione di un reattore a letto fluidizzato per sistemi di stoccaggio termochimico basati su carbonati e ossidi misti. Report di Ricerca di Sistema Elettrico. Progetto 1.2, WP4, LA 15.
3. K.M. Guthrie. Data and techniques for preliminary capital cost estimating. *Chemical Engineering*, 1969, 114-142.
4. K.M. Guthrie. Process plant estimating evaluation and control. Solana Beach, CA: Craftsman Book Co., 1974.

5. G. D. Ulrich. A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics. New York: Wiley, 1984.
6. P. F. Navarrete. Planning, Estimating, and Control of Chemical Construction Projects. New York: Marcel Dekker, Inc., 1995.
7. K. D. Timmerhaus M. S. Peters. Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th ed. New York: McGraw-Hill, 1991.
8. J. O. Maloney R. H. Perry, D. W. Green. Perry's Chemical Engineering Handbook, 7th ed. New York: McGraw-Hill, 1997.
9. T. Uchino C. Fushimi T. Yasui, M. Aoki. Energy efficiency and techno-economic analysis of a thermochemical energy storage system by using a fluidized bed reactor integrated with a steam Rankine cycle of a biomass power plant. ACS Engineering, 2023, 3, 498-511.

11 Eventi di disseminazione

"Analysis of a high-temperature thermochemical storage process in fluidized bed reactors", presentazione orale, Nanoinnovation 2024, Roma

"Performance analysis of fluidized bed reactors for thermochemical energy storage using CaO/CaCO₃ and MnAl₂O₄/MnAl₂O_{4-δ} systems", presentazione orale, AIChE 2024 Annual Meeting, San Diego (USA).

"Performance evaluation of FBRs for TCES based on the CaO/CaCO₃ and MnAl₂O₄/MnAl₂O_{4-δ} systems", poster presentation, SolarPaces 2024

12 Posizionamento della ricerca rispetto allo stato dell'arte internazionale

L'attività della presente LA integra quanto già presente in letteratura in particolar modo per due aspetti:

- Valutazione dell'impatto economico dell'introduzione di un reattore a letto fluidizzato nel processo.
- L'utilizzo di CO₂ a ciclo chiuso e l'impatto economico di questa modalità di operazione.