



Ricerca di Sistema elettrico

Analisi tecno-economica di processi basati
sulla tecnologia *calcium looping* per la
decarbonizzazione di cementifici e
acciaierie: applicazione a forni elettrici ad
arco e processi solari ibridi per la cattura
da cementifici

D. Ferrario, A. Lanzini, E. Guelpa, V. Verda

ANALISI TECNO-ECONOMICA DI PROCESSI BASATI SULLA TECNOLOGIA *CALCIUM LOOPING* PER LA DECARBONIZZAZIONE DI CEMENTIFICI E ACCIAIERIE: APPLICAZIONE A FORNI ELETTRICI AD ARCO E PROCESSI SOLARI IBRIDI PER LA CATTURA DA CEMENTIFICI

Daniele Ferrario, Andrea Lanzini, Elisa Guelpa, Vittorio Verda
(POLITO)

Con il contributo di: Francesco Demetrio Minuto e Marco Masoero (POLITO)

Dicembre 2021

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico (oggi Ministero della Transizione Ecologica) - ENEA
Piano Triennale di Realizzazione 2019-2021 - III annualità

Obiettivo: N. 1 - Tecnologie

Progetto: 1.6 - Efficienza energetica dei prodotti e dei processi industriali

Work package: 3 - Sviluppo di tecniche e soluzioni impiantistiche per l'efficientamento di processi industriali ad alta e bassa temperatura

Linea di attività: LA 3.14 - Ottimizzazione tecno-economica di soluzioni flessibili CCUS per la decarbonizzazione del settore industriale ed energetico

Responsabile del Progetto: Miriam Benedetti, ENEA

Responsabile del Work package (LA3.8-3.17, LA3.29): Stefano Stendardo, ENEA

Il presente documento descrive le attività di ricerca svolte all'interno dell'Accordo di collaborazione *"Applicazioni di processi a base di ossido di calcio per la cattura del carbonio e lo stoccaggio termochimico dell'energia"*

Responsabile scientifico ENEA: Stefano Stendardo

Responsabile scientifico Politecnico di Torino: Prof. Andrea Lanzini; Prof. Vittorio Verda

Si ringrazia l'Ing. Stefano Stendardo per la costante e puntuale collaborazione nella stesura di questo rapporto.

Indice

EXECUTIVE SUMMARY	4
1 INTRODUZIONE	8
1.1 CATTURA DELLA CO ₂ MEDIANTE SORBENTI SOLIDI: IL PROCESSO CALCIUM LOOPING (CAL)	8
1.2 RIUTILIZZO DI CO ₂ : IL PROCESSO FISCHER-TROPSCH (FT)	10
1.3 PIANO REGOLATORIO: EUROPEAN UNION EMISSIONS TRADING SCHEME	11
2 METODOLOGIA DI ANALISI	12
2.1 DEFINIZIONE KPIS	14
3 DECARBONIZZAZIONE PRODUZIONE DELL'ACCIAIO TRAMITE EAF	17
3.1 SISTEMA DI RIFERIMENTO	17
3.2 PROCESSO DECARBONIZZATO	19
3.2.1 <i>Analisi energetica</i>	20
3.2.1.1 Bilanci di materia ed energia	27
3.2.2 <i>Analisi economica</i>	30
4 CATTURA TRAMITE CAL INTEGRATO CON SISTEMA SOLARE A CONCENTRAZIONE	33
4.1.1 <i>Analisi energetica</i>	35
4.1.1.1 Bilanci di materia ed energia	38
4.1.2 <i>Analisi economica</i>	41
5 RIUTILIZZO DELLA CO ₂ CATTURATA IN PROCESSI FISHER-TROPSCH	45
5.1.1 <i>Analisi energetica</i>	45
5.1.1.1 Bilanci massa ed energia	48
5.1.2 <i>Analisi economica</i>	56
6 CONCLUSIONI	61
7 RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI	63
8 ABBREVIAZIONI ED ACRONIMI	67

Executive summary

Tra le industrie pesanti, i settori dell'acciaio e del cemento sono tra i più energivori ed emissivi. Su scala globale, in particolare, l'industria dell'acciaio è la seconda industria in termini di consumi di energia e la prima per emissioni dirette di CO₂, contribuendo per circa 2,6 Gt_{CO2}/anno [1], mentre l'industria del cemento è la terza in termini di consumi di energia primaria e la seconda per emissioni dirette di CO₂, contribuendo per altri 2,2 Gt_{CO2}/anno [2].

All'interno del processo di produzione del cemento, la maggior parte delle emissioni di CO₂ provengono dalla fase di produzione di clinker, il componente principale del prodotto finale, che avviene all'interno di appositi forni (*clinker kiln*), in cui i due terzi delle emissioni sono dovute alla calcinazione del carbonato di calcio e le restanti alla combustione di combustibili, tradizionalmente carbone [2].

Rispetto alla produzione dell'acciaio, le tecnologie più diffuse sono:

- il ciclo integrale altoforno o *Blast Furnace* (BF) e convertitore ad ossigeno, o *Basic Oxygen Furnace* (BOF) per la produzione a partire da minerali ferrosi;
- forno elettrico ad arco, o *Electric Arc Furnace* (EAF), per la produzione a partire da rottami e preridotto, o *Direct Reduced Iron* (DRI).

Su scala globale, più del 70% dell'acciaio viene prodotto tramite il processo tradizionale basato su BF e BOF, mentre il restante proviene da EAF utilizzata principalmente per il riciclo di rottami [3]. A livello nazionale italiano, invece, più del 80% dell'acciaio prodotto proviene dalla fusione e raffinazione di rottami in EAF, mentre solo circa il 20% proviene dal processo tradizionale basato su BF e BOF.

Una delle soluzioni più promettenti per la decarbonizzazione di questi settori è l'applicazione di tecnologie di sequestro della CO₂, *Carbon Capture and Storage* (CCS), le quali hanno il vantaggio, ad esempio, di poter ridurre le emissioni di CO₂ provenienti sia dalla combustione che dal processo produttivo.

In questo rapporto è valutata l'applicazione della tecnologia di cattura basata su sorbenti solidi a ossidi di calcio, *Calcium Looping* (CaL), ad alcuni processi produttivi relativi al settore del cemento e dell'acciaio. I vari processi individuati sono stati modellati con il software Aspen Plus v10.0 per la definizione del processo, e la risoluzione dei bilanci di massa ed energia. Le prestazioni delle soluzioni proposte sono state valutate, quindi, tramite il calcolo di indicatori di performance (*Key Performance Indicators* KPIs), tra cui il consumo specifico di energia primaria, emissioni specifiche di CO₂, indice SPECCA (*Specific Primary Energy Consumption for CO₂ Avoided*), costi della CO₂ evitata, indice CCA (*Cost of CO₂ Avoided*), e costi di decarbonizzazione (l'aumento del costo di un'unità di prodotto decarbonizzato).

In particolare, è stata analizzata l'applicazione del CaL al processo di produzione dell'acciaio tramite riciclo di rottami in EAF, completando le analisi sulla produzione di acciaio presentate nel precedente rapporto. L'integrazione del CaL in tale processo permette una riduzione delle emissioni, tramite cattura della CO₂ presente negli off-gas e, grazie all'utilizzo dell'energia elettrica prodotta dal ciclo Rankine associato al CaL, che permette una riduzione delle emissioni indirette del processo. L'indice di SPECCA varia da 4.1 a 0.1 MJ/kg_{CO2} in base alla quantità di energia termica e chimica recuperata dagli off-gas dell'EAF, i quali, essendo ad alta temperatura e ricchi in monossido di carbonio, possono essere utilizzati per aumentare la produzione di energia elettrica tramite recupero termico, l'utilizzo di un post-combustore o installazione di una cella a combustibile ad alta temperatura. Date, tuttavia, le piccole taglie del sistema CaL in tali applicazioni, i costi della CO₂ evitata sono stati stimati compresi tra 250 €/t_{CO2} e 179 €/t_{CO2} corrispondenti a costi di decarbonizzazione compresi tra 33 €/t_{acciaio liquido} e 27 €/t_{acciaio liquido}.

In Figura 1 e Figura 2 si riporta una panoramica dei principali risultati ottenuti dalle analisi energetiche ed economiche riportate in questo rapporto e nel precedente.

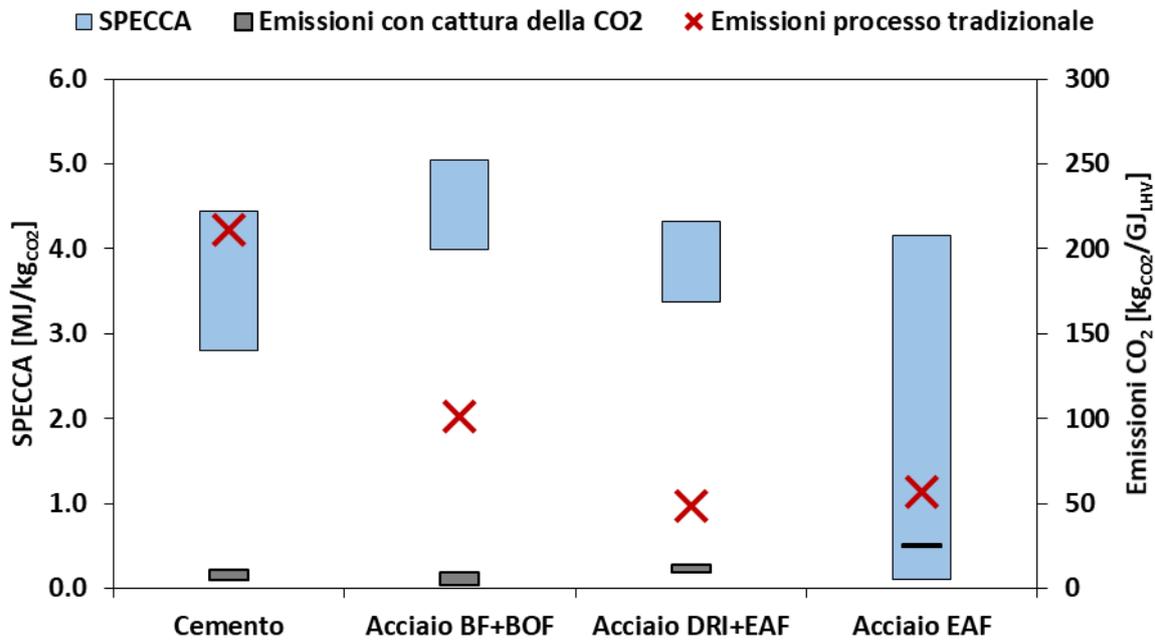


Figura 1 – Indice di SPECCA per diverse applicazioni del CaL nei settori dell'acciaio e cemento ed emissioni di CO₂ per consumo di energia primaria per i processi tradizionali non decarbonizzati e integrati con il CaL

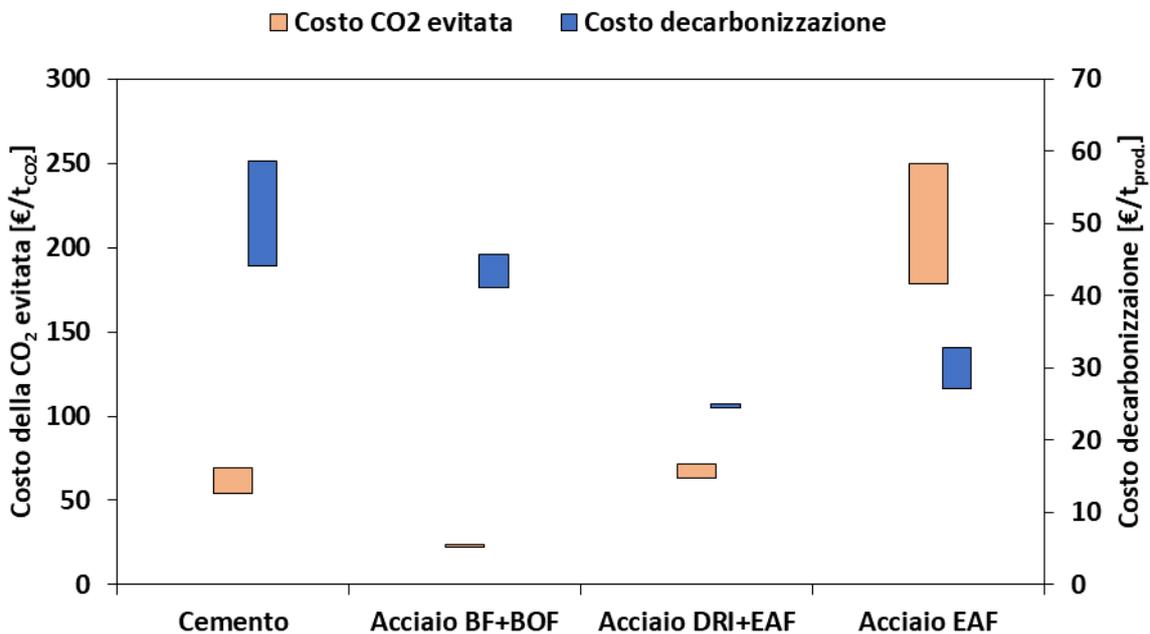


Figura 2 – Costi della CO₂ evitata [€/t_{CO2}] e costi di decarbonizzazione [€/t_{prod.}] per le varie applicazioni del CaL nei settori dell'acciaio e del cemento

Il sistema CaL di cattura può utilizzare, inoltre, un calcinatore solare ed essere quindi integrato con un impianto solare a concentrazione. In questa configurazione ibrida, l'energia necessaria alla cattura è interamente di origine rinnovabile, solare, ed è fornita da un campo eliostatico. È stata effettuata una analisi dell'integrazione di un tale sistema al processo di produzione del cemento per diversi livelli di integrazione tra il CaL solare e il processo di produzione del cemento. I risultati mostrano come, all'aumentare del grado di integrazione i consumi di carbone al cementificio si riducano, come conseguenza della quantità maggiore di ossido di calcio fornito dal CaL, e la richiesta di energia solare al calcinatore si riduce leggermente

anch'essa, determinando, tuttavia, una riduzione anche della quantità di energia elettrica ottenuta dal recupero termico nel ciclo Rankine associato. Il valore dell'indice di SPECCA stimato varia tra 1.4 MJ/kg_{CO2}, per un livello di integrazione del 20%, e 0.2 MJ/kg_{CO2}, per un livello di integrazione del 100%, per un costo della CO₂ evitata compreso rispettivamente tra 62 €/t_{CO2} e 53 €/t_{CO2}.

L'integrazione del CaL nell'industria del cemento e dell'acciaio permette una decarbonizzazione del processo produttivo tramite la cattura della CO₂ che, tuttavia per determinare una effettiva riduzione delle emissioni di CO₂, una volta catturata deve essere stoccata (CCS) o riconvertita (CCU – Carbon Capture and Utilization), anche se quest'ultima opzione ad oggi non conduce sempre ad evitare l'acquisto di crediti nel mercato ETS. L'introduzione di sistemi di riutilizzo della CO₂, in particolare, può favorire lo sviluppo di filiere del carbonio circolari caratterizzate da emissioni potenzialmente neutre. È stata quindi analizzato il riutilizzo della CO₂ catturata, proveniente dai sistemi di cattura analizzati a minor indice di SPECCA, in processi Fischer-Tropsch (FT) per la produzione di idrocarburi sintetici. Le performance del sistema decarbonizzato complessivo, composto da processo produttivo, sistema CaL di cattura della CO₂ e sistema FT di riutilizzo della CO₂, possono essere valutate tramite l'introduzione di KPI globali, come ad esempio consumo di energia primaria per CO₂ evitata e convertita, indice SPECCA_{CCU}, e costo della CO₂ evitata e convertita, indice CCA_{CCU}, riportati in Figura 3. L'indice di SPECCA_{CCU} stimato, nel dettaglio, varia tra 22 MJ/kg_{CO2} e 33 MJ/kg_{CO2} per un costo della CO₂ evitata e convertita compreso tra 543 €/t_{CO2} e 914 €/t_{CO2}.

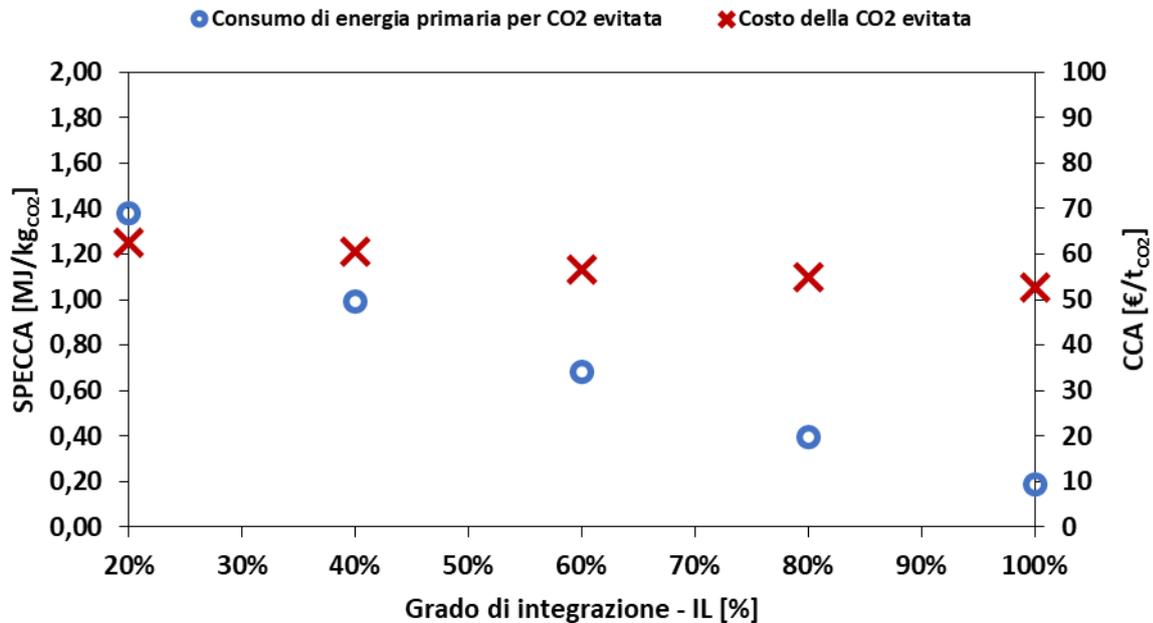


Figura 3 – Consumo di energia primaria per CO₂ evitata (SPECCA) e costo della CO₂ evitata (CCA) per cattura di CO₂ da un cementificio tradizionale tramite un CaL solare al variare del livello di integrazione tra il sistema di cattura ed il processo produttivo.

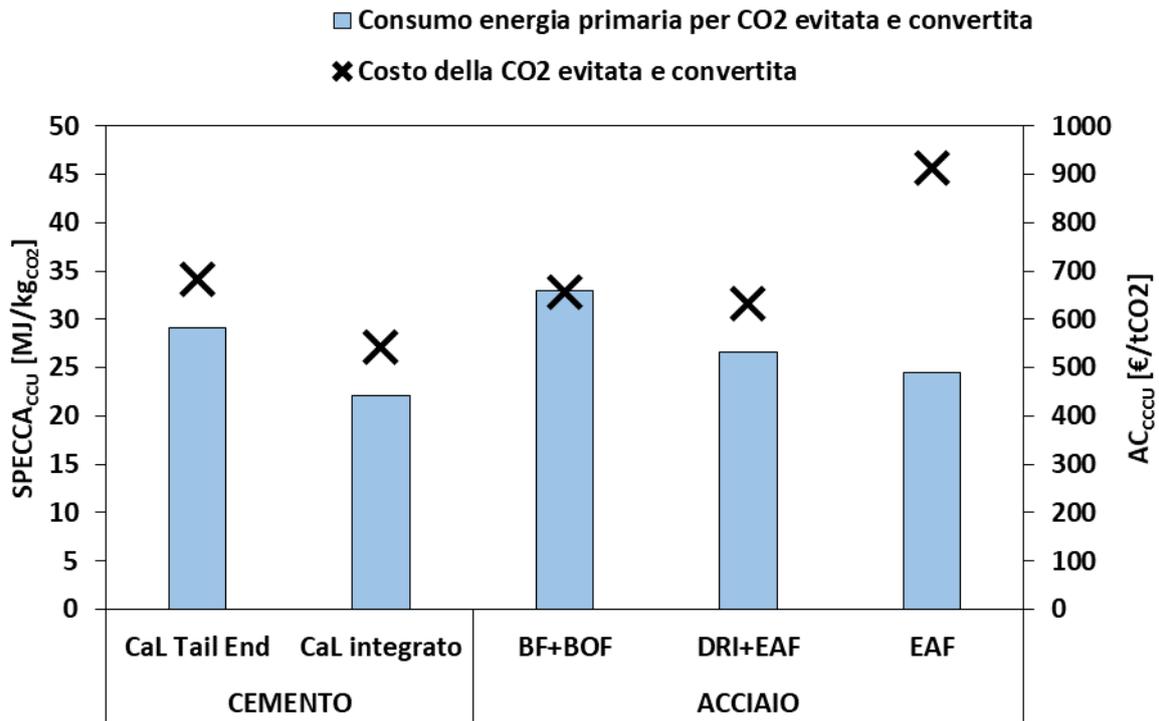


Figura 4 – Consumo di energia primari per CO₂ evitata e convertita (SPECCA_{ccu}) e costo della CO₂ evitata e convertita (ACC_{ccu}) con cattura della CO₂ tramite CaL e conversione della CO₂ in processi FT nelle varie applicazioni studiate

1 Introduzione

Tra le industrie pesanti, i settori dell'acciaio e del cemento sono tra i più energivori ed emissivi. Su scala globale, in particolare, l'industria dell'acciaio è la seconda industria in termini di consumi di energia e la prima per emissioni dirette di CO₂, contribuendo per circa 2,6 Gt_{CO2}/anno [1], mentre l'industria del cemento è la terza in termini di consumi di energia primaria e la seconda per emissioni dirette di CO₂, contribuendo per altri 2,2 Gt_{CO2}/anno [2].

All'interno del processo di produzione del cemento, la maggior parte delle emissioni di CO₂ provengono dalla fase di produzione di clinker, il componente principale del prodotto finale, che avviene all'interno di appositi forni (clinker kiln), in cui i due terzi delle emissioni sono dovute alla calcinazione del carbonato di calcio e le restanti alla combustione di combustibili, tradizionalmente carbone [2].

Rispetto alla produzione dell'acciaio, le tecnologie più diffuse sono:

- il ciclo integrale altoforno o *Blast Furnace* (BF) e convertitore ad ossigeno o *Basic Oxygen Furnace* (BOF) per la produzione a partire da minerali ferrosi;
- forno elettrico ad arco, o *Electric Arc Furnace* (EAF), per la produzione a partire da rottami e preridotto, o *Direct Reduced Iron* (DRI).

La fase più energivora ed emissiva del processo di produzione dell'acciaio è la riduzione degli ossi di ferro in ferro metallico che viene effettuata tradizionalmente in altoforno tramite l'utilizzo di carbone e coke, o alternativamente in una *Shft Furnace* tramite un gas riducente proveniente da reforming del metano o gassificazione del carbone.

Su scala globale più del 70% dell'acciaio viene prodotto tramite il processo tradizionale basato su BF e BOF, mentre il restante proviene da EAF utilizzata principalmente per il riciclo di rottami [3].

Una delle soluzioni più promettenti per la decarbonizzazione di questi settori è l'applicazione di tecnologie di sequestro della CO₂, *Carbon Capture and Storage* (CCS), le quali hanno il vantaggio, ad esempio, di poter ridurre le emissioni di CO₂ provenienti sia dalla combustione che dal processo produttivo.

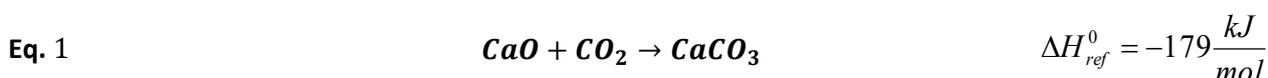
1.1 Cattura della CO₂ mediante sorbenti solidi: il processo Calcium Looping (CaL)

Il processo **Calcium Looping (CaL)** è considerato dalla comunità scientifica una delle più promettenti tecnologie emergenti di Carbon Capture (CC). Tale processo presenta alcune caratteristiche che lo rendono particolarmente adatto ad una applicazione su larga scala [4]. Innanzitutto, il processo CaL utilizza come sorbente l'ossido di calcio (CaO), minerale a basso costo ampiamente utilizzato in diverse industrie quali cementifici e acciaierie (il costo del calcare naturale è di circa 3 €/t [5]). Inoltre, l'applicazione del CaL in tali industrie permetterebbe il riutilizzo del CaO che ha esaurito la propria capacità sorbente all'interno del processo produttivo [6]. Un altro vantaggio di questa tecnologia è la possibilità di effettuare un recupero del calore liberato dalla reazione esotermica tra CaO e CO₂ che può essere utilizzato per la produzione di energia elettrica, mitigando in questo modo la spesa energetica necessaria per la cattura della CO₂ [7].

Attualmente il processo CaL è stato testato con successo diverse volte su scale pilota, in particolare per applicazioni di cattura della CO₂ da fumi provenienti da centrali termo-elettriche a carbone e cementifici [8].

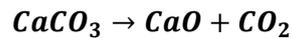
Nel processo CaL l'ossido di calcio che svolge la funzione di sorbente, viene ricircolato all'interno di due reattori a letto fluido, Figura 4, ovvero:

- **carbonatatore**, in cui avviene la cattura della CO₂ da una miscela di gas attraverso la reazione esotermica di carbonatazione del sorbente (Eq.1), a temperatura di circa 600-650°C;



- **calcinatore** o **rigeneratore**, in cui avviene la reazione endotermica di calcinazione (Eq.2) del carbonato di calcio (CaCO₃) a temperature di circa 900-950 °C;

Eq. 2



$$\Delta H_{ref}^0 = +179 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

Poiché la reazione di calcinazione è endotermica, il processo CaL richiede la fornitura di energia termica al calcinatore. Tale energia viene solitamente fornita tramite la combustione di combustibili tradizionali in ossigeno, fornito da un unità di separazione dell'aria, direttamente nel calcinatore [9]. Tuttavia, sono possibili anche soluzioni alternative, quali, ad esempio, l'uso di energia termica prodotta da un impianto solare a concentrazione [10] [11].

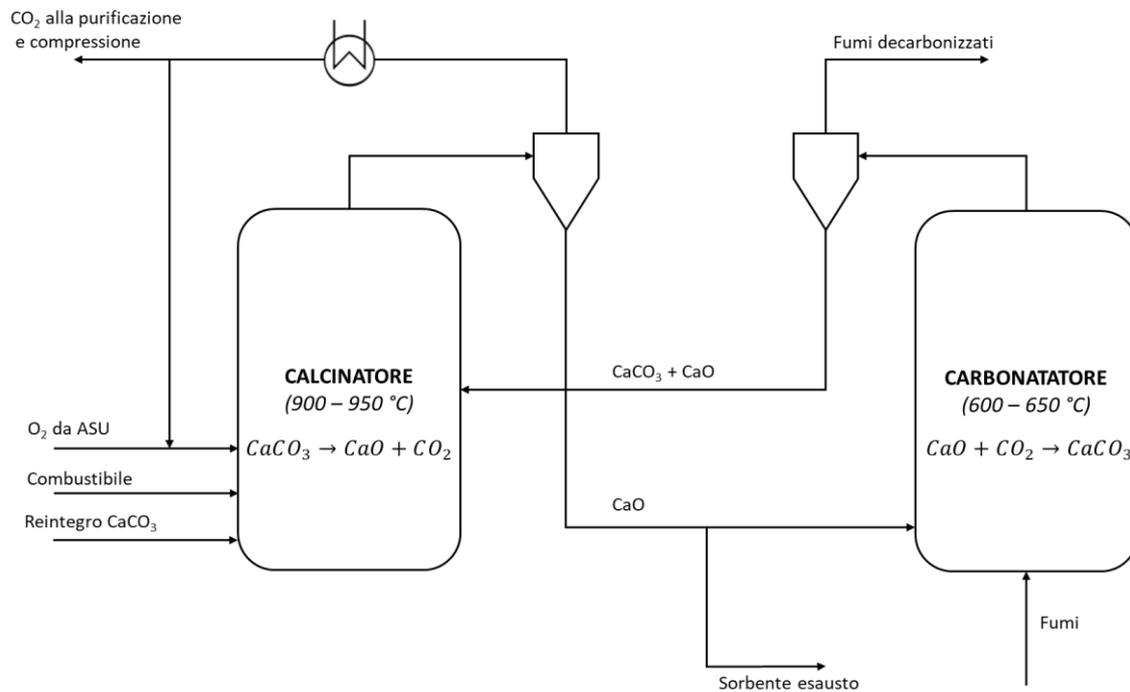


Figura 5 – Schema del CaL per cattura della CO₂ da fumi ricchi in CO₂

L'efficienza di rimozione della CO₂ dai fumi può essere definita dal bilancio di massa al carbonatore in funzione della portata molare della CO₂ entrante (F_{CO_2}) e CaO ricicolata dal calcinatore (F_R):

Eq. 3

$$E_{carb} = \frac{F_R X_{ave}}{F_{CO_2}}$$

Dove X_{ave} rappresenta la conversione media del CaO in CaCO₃ che avviene durante la cattura della CO₂ dai fumi in ingresso. Nel processo CaL, solitamente tale parametro diminuisce con il numero di cicli di carbonatazione e calcinazione subiti dal sorbente, per questo motivo è necessario sostituire periodicamente il sorbente esausto con sorbente fresco. In letteratura sono riportati diversi modelli per caratterizzare la stima del parametro di X_{ave} [12]. In particolare, in questo studio è stata utilizzata la formulazione, valida per reattori a letto fluido, proposta da Abanades et al. [9], in cui X_{ave} è funzione della portata molare di reintegro di sorbente fresco (F_0) e CaO ricicolata dal calcinatore al carbonatore (F_R):

Eq. 4

$$X_{ave} = \frac{f_m(1-f_w)F_0}{F_0 + F_R(1-f_m)} + f_w$$

Dove f_m e f_w sono due parametri uguali rispettivamente a 0.77 e 0.17 per calcare naturale (limestone). La presenza SO_x nei fumi da decarbonizzare o formazione degli stessi durante la combustione al calcinatore influisce negativamente sul valore di X_{ave} in quanto tende a reagire con l'ossido di calcio per formare CaSO₄. Per tenere in conto di questa reazione, l'equazione 4 viene modificata come segue:

Eq. 5

$$X_{ave} = \frac{f_m(1-f_w)F_0}{F_0 + F_R(1-f_m)} + f_w - \frac{F_{SOx}}{F_0}$$

Parte dell'energia chimica spesa al calcinatore può essere recuperata sotto forma di energia termica, che può essere utilizzata per la produzione di energia elettrica. In particolare, il recupero di calore può essere effettuato dal carbonatore, dai fumi decarbonizzati, dal flusso gassoso ricco in CO₂ uscente dal calcinatore e del sorbente spento estratto dal CaL. Le soluzioni tipicamente indicate in letteratura per la successiva trasformazione in energia elettrica sono cicli Rankine a vapore tradizionali o supercritici [13][14] e cicli Brayton a CO₂ [15][16].

1.2 Riutilizzo di CO₂: il processo Fischer-Tropsch (FT)

Le tecnologie di cattura e stoccaggio della CO₂ (CCS – Carbon Capture and Storage) e tecnologie di cattura e riuso della CO₂ (Carbon Capture and Utilization) sono considerate come alcune tra le strategie più promettenti per la decarbonizzazione del settore industriale ad oggi disponibili e si ritiene che svolgeranno un importante ruolo nei prossimi anni nella riduzione delle emissioni antropologiche di CO₂ [17]. Per alcune filiere produttive, come ad esempio la produzione di acciaio o cemento, che sono particolarmente difficili da decarbonizzare la cattura della CO₂ dai fumi prodotti è considerata cruciale per poter effettuare una decarbonizzazione spinta del processo produttivo [18]–[21]. La CO₂ una volta catturata, al fine di determinare una effettiva riduzione di emissioni, deve essere inviata a speciali siti di stoccaggio sotterranei, oppure può essere utilizzata come materia prima per la produzione di prodotti intermedi o composti sintetici che possono essere rivenduti sul mercato [22].

Il riutilizzo della CO₂ può distinguersi in applicazioni dirette o indirette. Nel primo caso, la molecola di CO₂ rimane inalterata ed è utilizzata direttamente nel processo produttivo, ricadono in questa categoria il riutilizzo nell'industria alimentare o metalmeccanica e l'utilizzo come fluido termovettore in cicli criogenici e cicli supercritici per la produzione di potenza e iniezione in giacimenti di olio grezzo o gas per aumentarne la resa (EOR – Enhanced Oil Recovery, EGR – Enhanced Gas Recovery)[23].

Nelle applicazioni indirette la molecola di CO₂ è inviata a processi di conversione che rompono i legami della molecola e ne utilizzano il carbonio per la produzione di composti sintetici, che possono essere utilizzati a sostituzioni di composti di derivazione fossile e altri composti tradizionali.

Il riutilizzo della CO₂ può favorire la transizione verso una economia circolare potenzialmente ad emissioni zero, a scapito di un aumento significativo del fabbisogno di energia termica ed elettrica necessaria nei processi di conversione e per la produzione di idrogeno necessario nei processi di produzione di idrocarburi sintetici (metanazione, produzione di metanolo e processi Fischer Tropsch), che deve essere prodotta da fonti a basse emissioni di CO₂ (rinnovabili), per evitare emissioni indirette eccessive. Il riutilizzo della CO₂ catturata permette la decentralizzazione dei processi di produzione di composti e idrocarburi sintetici accoppiandola con produzione di energia elettrica da rinnovabile, e l'utilizzo di infrastrutture preesistenti, mentre lo stoccaggio della CO₂ nel sottosuolo richiede la realizzazione di nuove complesse infrastrutture.

Alcune delle tecnologie principali di riutilizzo della CO₂ sono: (i) metanazione; (ii) produzione di metanolo e (iii) processi Fischer Tropsch (FT). I processi di metanazione consentono di sintetizzare metano sintetico che può sostituire il gas naturale fossile per applicazioni come trasporti, produzione di elettricità e calore, e presenta il vantaggio di poter essere immesso direttamente nella rete del gas esistente funzionando anche come sistema di stoccaggio di energia rinnovabile [24]–[28]. La produzione di metanolo tramite idrogenazione della CO₂ è uno dei processi di riuso della CO₂ più maturi e promettenti. Il metanolo prodotto, infatti, può essere utilizzato per la produzione di combustibili, solventi e altri composti industriali sintetici [29], [30].

Infine, la CO₂ può essere ridotta in CO tramite processi elettrochimici o Reverse Water Gas Shift (R-WGS) che, insieme a Idrogeno, può essere utilizzato come gas in ingresso ad un processo Fischer Tropsch, per la produzione di alcani, combustibili sintetici e altri idrocarburi sintetici. I Processi FT, infatti, sono in grado di produrre una diversa gamma di Idrocarburi a differente peso molare e contenuto di carbonio, spostando la distribuzione verso un tipo di prodotto rispetto in base ai catalizzatori utilizzati, composizione del syngas in ingresso e condizioni operative (temperatura e pressione) [31], [32].

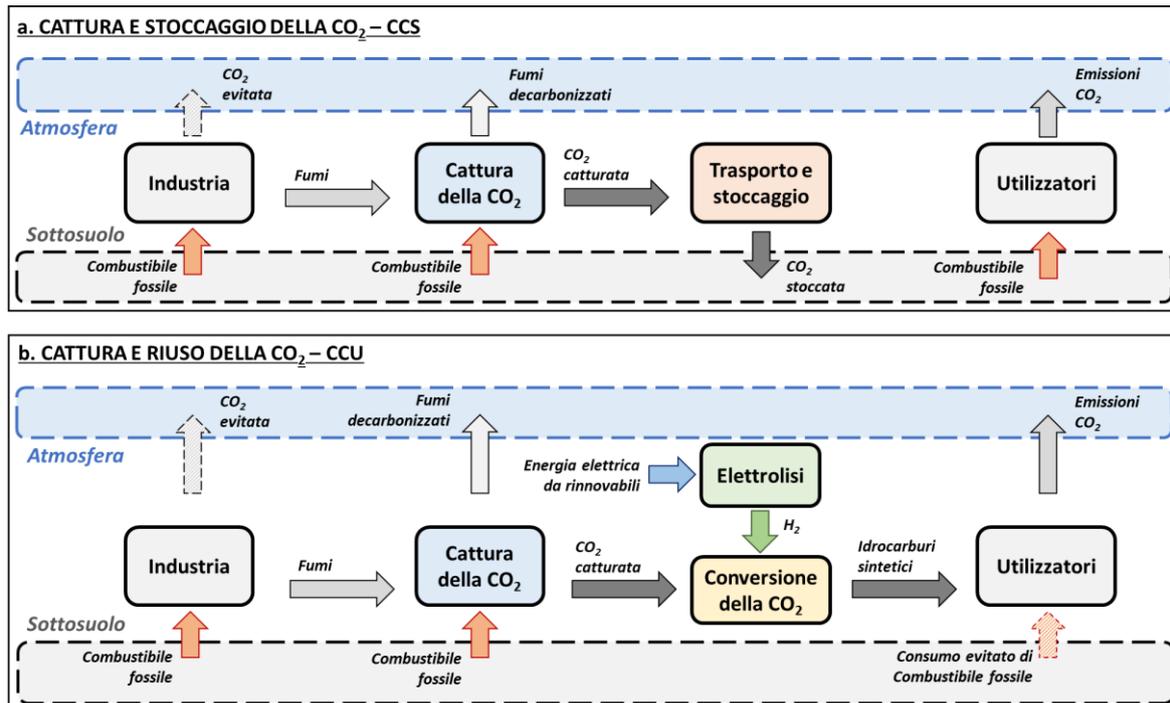


Figura 6 – Schema di confronto tra CCS e CCU, indicando i principali componenti e flussi di materia ed energia

1.3 Piano regolatorio: European Union Emissions Trading Scheme

Il Sistema per lo scambio delle quote di emissione dell'Unione Europea (EU ETS) è il principale strumento su cui si fonda la politica dell'UE per contrastare i cambiamenti climatici e ridurre in maniera economicamente efficiente le emissioni di gas a effetto serra (GHG). L'EU ETS è il primo, e tuttora il più grande, sistema internazionale per lo scambio di quote di emissione al mondo, è stato istituito nel 2005 ed è attivo in 31 paesi (i 28 dell'UE, più l'Islanda, il Liechtenstein e la Norvegia). Il sistema impone un tetto massimo di emissioni di gas serra con allocazioni decentralizzate nazionali. Questi tetti di emissione massimi nazionali sono proposti da ogni stato membro, e sono successivamente riviste e approvate dalla Commissione Europea che determina anche il limite di emissione globale per tutta l'UE. L'EU ETS limita le emissioni prodotte da oltre 11.000 impianti ad alto consumo di energia e dalle compagnie aeree che operano nello spazio economico europeo (SEE), coprendo circa il 40% delle emissioni totali di gas ad effetto serra prodotte nell'UE [33], [34].

Attuazione del sistema prevede 4 fasi, dal 2005 al 2030:

- **Fase I e II:** dal 2005 al 2012, due periodi di trading di 3 e 5 anni con limiti nazionali delle emissioni;
- **Fase III:** dal 2013 al 2020, periodo di trading di 8 anni con unico limite di emissione per tutta l'UE;
- **Fase IV:** dal 2021 al 2030, periodi di trading di 10 anni suddiviso in due periodi di allocazione di 5 anni con un unico limite europeo di emissioni decrescente del 2,2% all'anno.

Le aziende soggette al meccanismo possono comprare o vendere quote di emissioni (emission allowance) in base alle loro esigenze, per rimanere al di sotto della loro quota massima. Ogni quota (EUA – European Union Allowances) di emissione posseduta permette l'emissione in atmosfera di una tonnellata di CO₂ o una quota equivalente di altri gas serra [35]. Una volta l'anno, tutte le imprese che partecipano all'EU ETS devono restituire una quota di emissione per ogni tonnellata di CO_{2eq} emessa. Un numero limitato di quote di emissione viene assegnato a titolo gratuito ad alcune imprese sulla base di regole armonizzate di assegnazione applicate in tutta Europa. Le imprese le quote ricevute non sono sufficienti a coprire le emissioni prodotte devono acquistare le quote di emissione all'asta o da altre imprese. Viceversa, chi ha quote di emissioni in eccesso rispetto alle emissioni prodotte, può venderle. Per poter rispettare i propri limiti di emissione, le aziende, possono attuare azioni di riduzione delle proprie emissioni o tramite azioni di compra vendita.

Come mostrato in Figura 1, negli ultimi due anni il costo dei credi di emissione di CO₂ è aumentato costantemente passando da un prezzo abbastanza stabile di circa 5-10 €/t_{CO2} (2013-2017) a 96 €/t_{CO2}, riferito a febbraio 2022. I costi elevati raggiunti potranno favorire nuove politiche di decarbonizzazione in ambito industriale, in particolare anche il diffondersi di tecnologie di cattura, che presentavano finora costi di cattura della CO₂ troppo elevati rispetto ai possibili benefici.

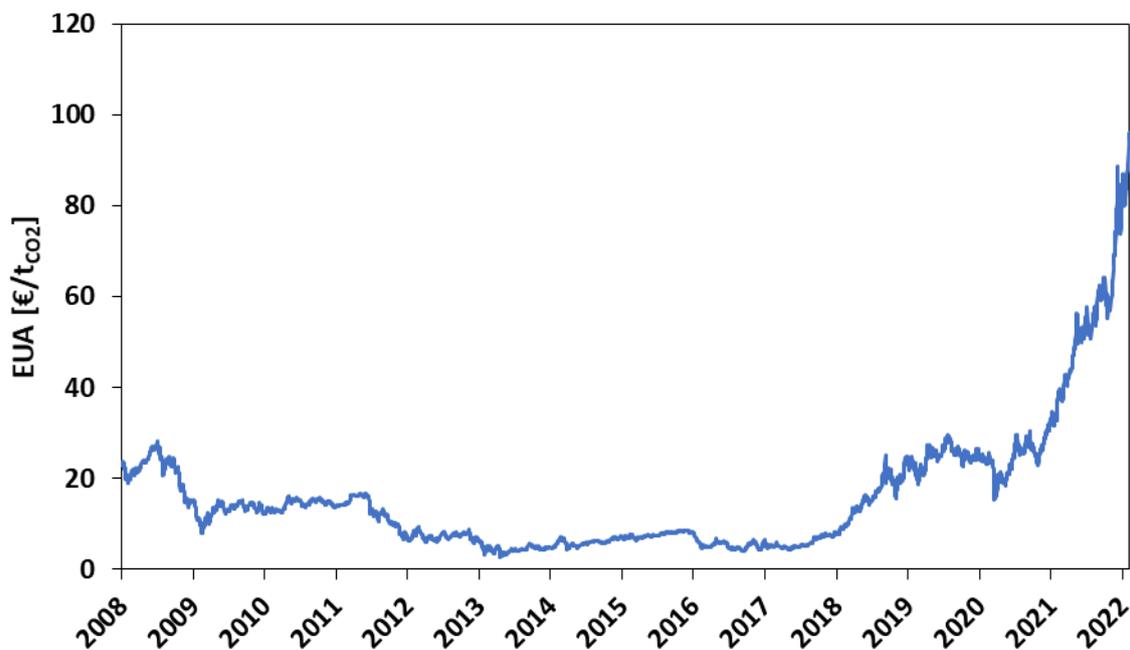


Figure 1 – Evoluzione del prezzo deli EUA dal 2008 ad oggi

2 Metodologia di analisi

Nel seguente capitolo si riassume la metodologia utilizzata in questo report per il calcolo e il confronto delle prestazioni dei vari processi industriali analizzati.

Nel seguente report sono stati analizzati i seguenti processi:

- Applicazione del CaL per la decarbonizzazione dei fumi uscenti da un forno elettrico ad arco (EAF) utilizzato per la fusione e trattamento di rottami;
- Sistema di cattura da cementificio basato sul CaL con energia termica proveniente da impianto a concentrazione solare;
- Sistema di riuso dell’anidride carbonica basato su processo Fischer-Tropsch (FT) per la conversione della CO₂ catturata in idrocarburi sintetici (nafta, gasolio e cera).

I vari processi stati modellati con l’ausilio del software Aspen Plus v10.0 per la formulazione e la chiusura dei bilanci di materia ed energia caratteristici di ogni configurazione.

Nelle varie configurazioni, sono stati modellati con maggiore dettaglio: il processo di produzione tradizionale non decarbonizzato, il sistema di cattura CaL (con fonte fossile e solare) ed il Rankine per il recupero di energia termica e il processo Fischer-Tropsch di riuso della CO₂. L’eventuale unità di separazione dell’ossigeno dall’aria (ASU) non è stata inclusa nei modelli, ma è stato considerato un consumo specifico di energia elettrica per la produzione dell’ossigeno pari a 226 kWh_{el}/t_{O2} [36].

Infine, dove possibile, è stata ottimizzato il recupero di cascami termici dei vari processi tramite individuazione di una apposita rete di scambiatori di calore tramite Pinch Analysis.

Per una maggiore descrizione dei modelli sviluppati si rimanda ai successivi capitoli.

Infine, l'analisi economica delle configurazioni più di interesse è stata effettuata valutando i CAPEX ed OPEX tramite la procedura descritta di seguito.

La stima dei costi capitali (CAPEX) è stata effettuata calcolando per ogni componente il costo di fornitura (EC) a cui sono stati aggiunti i costi di installazione (IC). Il costo totale dell'impianto (TPC) è stato ricavato secondo il seguente procedimento:

$$\text{Eq. 6} \quad TDC = (EC + IC) * (1 + CF_{process})$$

$$\text{Eq. 7} \quad TPC = TDC * (1 + INCF + OCF + CF_{project})$$

Dove:

- **TPC:** Total plant cost
- **TDC:** Total direct cost
- **INCF:** Indirect cost factor
- **OCF:** Owner cost factor
- **EC:** Equipment cost
- **IC:** Installation cost
- **CF_{process}:** Process contingency factor
- **CF_{project}:** Project contingency factor

In Tabella 1 si riportano le funzioni di costo utilizzate nelle analisi economiche riportate nei capitoli successivi. La stima dei costi (EC) dei reattori a letto fluido, in particolare, è stata effettuata considerando il valor medio tra il risultato ottenuto applicando la funzioni di costo proposte da De Lena et al. [5] e Michalski et al. [16].

La stima dei costi operativi (OPEX) è stata effettuata a partire dai consumi di energia e materia prima, e considerando opportuni costi di manutenzione gestione e tenendo conto delle componenti per OPEX variabili ed OPEX fissi del sistema, in Tabella 2 si riportano le principali assunzioni per il calcolo dei costi operativi riferiti per cattura della CO₂ tramite Calcium Looping.

I costi totali sono stati, quindi, ottenuti considerando un tasso di interesse del 8% e un valore della vita utile dell'impianto di 25 anni [5].

Tabella 2 – Assunzioni per il calcolo degli OPEX

OPEX variabili			
Fattore di utilizzo	91.3%	%	[5]
Costo Raw meal/ Limestone	3.012	€/t	[5]
Costo carbone	3	€/GJ_LHV	[5]
Costo energia elettrica (2019)	78.5	€/MWh	[42]
Cost gas naturale (2019)	22.65	€/MWh	[43]
OPEX fissi			
Insurance e tasse	2.0%	%TPC/anno	[5]
Costi di manutenzione	2.5%	%TPC/anno	[5]
N° dipendenti impianto CaL (cattura da altoforno)	200	N° persone	-
N° dipendenti impianto CaL (altre applicazioni)	20	N° persone	[5]
Dipendenti	60.000	€/anno pers.	[5]
Manodopera per manutenzione	40.0%	% manu. cost	[5]
Amministrazione e supporto	30.0%	% O&M labor cost	[5]

Tabella 1 – Riepilogo delle funzioni di costo

Componente	Parametro di dimensionamento	Funzione costo (EC) [M€]	Rif.
Carbonatatore letto fluido	Flusso termico [MW _{th}]	$EC = 0.217 * (\dot{Q}_{th})^{0.65} + 3.83$	[5]
Carbonatatore letto fluido	Flusso termico [kW _{th}]	$EC = 16.591 * (\dot{Q}_{th})^{0.67} * 10^{-6}$	[16]
Calcinatore letto fluido	Consumo comb. [MW _{th}]	$EC = 0.193 * (\dot{Q}_{LHV})^{0.65}$	[5]
Calcinatore letto fluido	Consumo comb. [kW _{th}]	$EC = 13.140 * (\dot{Q}_{LHV})^{0.67} * 10^{-6}$	[16]
Calcinatore rotativo solare	Flusso termico al calcinatore [MW _{th}]	$EC = 533,394 * \left(\frac{\dot{Q}_{th}}{293}\right)^{0.48} * 10^{-6}$	[37]
Concentratore parabolico (CPC)	Flusso termico al calcinatore [MW _{th}] Efficienza concentratore	$EC = 37.56 * \frac{\dot{Q}_{th}}{\eta_{cpc}} + 57303 * 10^{-6}$	[37]
Torre calcinatore solare	Flusso termico al calcinatore [MW _{th}] Altezza torre [m]	$h_{torre} = 15.67 * \left(\frac{\dot{Q}_{th}}{\eta_{cpc}}\right)^{0.4849}$ $EC = 287 * h_{torre}^2 - 43,661 * h_{torre} + 6,338,000$	[37]
Campo eliostatico	Estensione campo eliostatico [m ₂]	$EC = (3,853 * A_{elio}^{-0.2976}) * A_{elio}$	[37]
ASU	Portata massa O ₂ [t/d]	$EC = 22 * \left(\frac{\dot{m}_{O_2}}{432}\right)^{0.6}$	[5]
Preparazione sorbente	Portata massa [t/h]	$EC = 1.3 * \left(\frac{\dot{m}_{Limestone}}{30}\right)^{0.67}$	[5]
PCU	Portata massa CO ₂ [t/h]	$EC = 36.1 * \left(\frac{\dot{m}_{CO_2}}{120}\right)^{0.133}$	Derivato da [5]
Compressore CO ₂	Potenza elettrica [kW]	$EC = 68,915 * \left(\frac{\dot{Q}_{th}}{74.6}\right)^{0.77}$	[38]
Turbina vapore	Potenza meccanica [kW]. rend. Isoentropico. temp. Ingresso [K]	$EC = 4,125 * (\dot{W}_t)^{0.7} \left[1 + \left(\frac{0.05}{1 - \eta_{is,t}}\right)^3 \right] * \left[1 + \exp\left(\frac{T_{in} - 866}{10.42}\right) \right] * 10^{-6}$	[37]
Generatore elettricità	Potenza elettrica [kW]	$EC = 106 * (\dot{W}_e)^{0.95} * 10^{-6}$	[37]
Pompa	Potenza meccanica [kW]. rend. isoentropico	$EC = 750 * (\dot{W}_p)^{0.71} \left(1 + \frac{0.2}{1 - \eta_{is,p}} \right) * 10^{-6}$	[37]
Scambiatore di calore Fluido/fluido	Area di scambio [m ²]. pressione [bar]	$EC = 3,197 * A^{0.67} * p^{0.28} * 10^{-6}$	[37]
Scambiatore di calore Fluido/solido	Area * U [W/K]. pressione [bar]	$EC = 18.48 * (UA)^{0.67} * p^{0.28} * 10^{-6}$	[37]
Scambiatori di calore, sezione FT	Potenza termica [kW]	$EC = 8.1 * \left(\frac{\dot{Q}_{th}}{138.1}\right)^{0.6}$	[39]
Combustore	Carico termico [MW]	$EC = 1.970 * (\dot{Q}_{th})^{0.83}$	[40]
Solid Oxide Fuel Cell	Potenza elettrica [kW]	$EC = 4,900 * P_{el} * 10^{-6}$	[41]
Elettrolizzatore	Potenza elettrica [kW]	$EC = c_{spec} * P_{el} * 10^{-6}$ $c_{spec} = 1,437 * P_{el}^{-0.095}$	[31]
Reattore Fischer-Tropsch	Carico termico [kW]	$EC = 530 * \dot{Q}_{th} * 10^{-6}$	[31]
R-WGS Reformer	Portata syngas [t/h]	$EC = 32 * 0.87 * \left(\frac{\dot{m}_{gas}}{43}\right)^{0.65}$	[31]
Syngas Compressor	Potenza elettrica [MW]	$EC = 0.413 * \left(\frac{P_{el}}{0.413}\right)^{0.68}$	[31]
Colonna di distillaggio	Portata prodotti FT [t/h]	$EC = 0.73 * 0.87 * \left(\frac{\dot{m}_{FT}}{6,590}\right)^{0.7}$	[31]

2.1 Definizione KPIs

Al fine di valutare le performance energetiche e ambientali dei vari processi integrati con sistemi di cattura (CaL) sono stati considerati i seguenti indici di prestazione (KPIs):

- **q_{eq.}** - consumo specifico di energia primaria [MJ_{LHV}/t_{prod}], rappresenta il consumo di energia primaria per unità di prodotto (i.e. clinker o acciaio), come riportato nella seguente formula:

Eq. 8
$$q_{eq} = q_{comb} + \frac{en_{el}}{\eta_{rif,el}}$$

Dove q_{comb} e en_{el} rappresentano rispettivamente il consumo specifico di combustibile [MJ_{LHV}/t_{prod}] e consumo specifico di energia elettrica [MJ_{el}/t_{prod}]. Il fattore $\eta_{rif,el}$ rappresenta, invece, l'efficienza conversione di energia primaria in energia elettrica tipica del parco elettrico nazionale italiano: **0.52 MJ_{el}/MJ_{LHV}** [44].

- $e_{CO_2,eq}$ - emissioni specifiche di CO₂ equivalenti [kg_{CO_2}/t_{prod}]. rappresenta le emissioni totali di CO₂ per unità di prodotto, calcolabile come segue:

Eq. 9
$$e_{CO_2,eq} = e_{CO_2} + en_{el} * e_{rif,el}$$

Dove e_{CO_2} rappresenta il valore di emissioni dirette specifiche di CO₂ per unità di prodotto [kg_{CO_2}/t_{prod}]. mentre il termine $e_{rif,el}$ rappresenta il fattore di emissione tipico del parco elettrico nazionale italiano **263.4 kg_{CO_2}/kWh_{el}** [44].

- **AC** - riduzione percentuale delle emissioni equivalenti di CO₂. come riportato nella seguente formula:

Eq. 10
$$AC = \frac{e_{CO_2,eq} - e_{CO_2,eq,rif}}{e_{CO_2,eq,rif}}$$

Dove $e_{CO_2,eq,rif}$ coincide con il valore di emissioni specifiche di CO₂ per il processo non decarbonizzato.

- **E_{CO_{2,tot}}** - efficienza totale di cattura della CO₂, calcolabile come:

Eq. 11
$$E_{CO_2,tot} = \frac{catt_{CO_2}}{e_{CO_2} + catt_{CO_2}}$$

Dove $catt_{CO_2}$ rappresenta la quantità di CO₂ catturata per unità di prodotto [kg_{CO_2}/t_{prod}].

- **SPECCA** - consumo di energia primaria per unità di CO₂ evitata [MJ_{LHV}/kg_{CO_2}]:

Eq. 12
$$SPECCA = \frac{q_{eq} - q_{eq,rif}}{e_{CO_2,eq,rif} - e_{CO_2,eq}}$$

Dove $q_{eq,rif}$ rappresenta il consumo di energia primaria del processo non decarbonizzato.

Occorre osservare come, nel caso di decarbonizzazione tramite CaL, l'efficienza di rimozione della CO₂ dai fumi (E_{carb} cap 1.1) e l'efficienza totale di cattura della CO₂ ($E_{CO_2,tot}$) non coincidono, l'indice $E_{CO_2,tot}$, infatti, tiene anche in conto dalla quantità di CO₂ prodotta all'oxi-combustione del combustibile al calcinatore, che viene interamente catturata.

Per la valutazione dei costi sono stati valutati i seguenti KPIs economici:

- **C_{dec}** - costo di decarbonizzazione per unità di prodotto, ovvero l'aumento del costo di un'unità di prodotto decarbonizzato [$€/t_{prod}$], definito come il rapporto tra l'incremento dei costi tra la configurazione decarbonizzata rispetto al processo di riferimento [$€/anno$] con la produzione annua [$t_{prodotto}/anno$].

Eq. 13
$$C_{dec} = \frac{Costo_{dec} - Costo_{rif}}{produzione}$$

- **CCA** - costo della CO₂ evitata. rappresenta il costo necessario per ridurre le emissioni di CO₂ di un'unità [$€/t_{CO_2}$]:

Eq. 14
$$CCA = \frac{C_{dec}}{e_{CO_2,eq,rif} - e_{CO_2,eq}}$$

- **C_{CO_{2,capt}}** - costo della CO₂ catturata. rappresenta il costo necessario per effettuare il catturare di un'unità di CO₂ [$€/t_{CO_2}$]:

Eq. 15
$$C_{CO_2,capt} = \frac{C_{dec}}{catt_{CO_2}}$$

Infine, per valutare le performance del processo produttivo decarbonizzato circolare, ovvero integrato con sistema di cattura (CaL) della di riutilizzo della CO₂ (Fischer-Tropsch), sono stati analizzati i seguenti KPIs:

- η_{FT} - efficienza del sistema di conversione della CO₂, definita come rapporto tra il contenuto di energia chimica degli idrocarburi prodotti dal sistema di conversione e l'energia elettrica e chimica consumata:

$$\text{Eq. 16} \quad \eta_{FT} = \frac{\sum PCI_{FT_i} * \dot{m}_{FT_i}}{\dot{Q}_{GN} + P_{el}}$$

- $\eta_{C,FT}$ - efficienza di conversione del carbonio nella sezione di riutilizzo della CO₂, definita come rapporto tra carbonio in uscita contenuto negli idrocarburi sintetici prodotti e carbonio in ingresso contenuto nel flusso di CO₂ e nei combustibili utilizzati per sopperire al fabbisogno di energia termica:

$$\text{Eq. 17} \quad \eta_{C,FT} = 1 - \frac{\dot{n}_{c,flue}}{\dot{n}_{c,CO_2in} + \dot{n}_{c,fuel,in}}$$

- $\eta_{CO_2,FT}$ - efficienza di conversione dell'anidride carbonica nella sezione di riutilizzo della CO₂:

$$\text{Eq. 18} \quad \eta_{CO_2,FT} = 1 - \frac{\dot{n}_{CO_2,flue}}{\dot{n}_{CO_2in}}$$

Dove $\dot{n}_{CO_2,flue}$ si riferisce al flusso di moli di CO₂ che vengono rilasciati in atmosfera dai fumi della sezione di conversione e \dot{n}_{CO_2in} rappresenta il flusso di moli di CO₂ catturate dal processo industriale e inviate alla sezione Fischer-Tropsch.

- **AC_{CCU}** - Riduzione percentuale delle emissioni di CO₂ del processo decarbonizzato con cattura e riutilizzo di CO₂:

$$\text{Eq. 19} \quad AC_{CCU} = \frac{e_{co_2,eq,CCU} - e_{co_2,eq,rif}}{e_{co_2,eq,rif}}$$

- **R_{en,CCU}** - Rapporto di consumo di energia primaria del processo decarbonizzato con CCU e del processo di riferimento:

$$\text{Eq. 20} \quad R_{en,CCU} = \frac{q_{eq,CCU}}{q_{eq,rif}}$$

- **SPECCA_{CCU}** - Consumo di energia primaria per quantità di CO₂ evitata e convertita:

$$\text{Eq. 21} \quad SPECCA_{CCU} = \frac{q_{eq,CCU} - q_{eq,rif}}{e_{co_2,eq,rif} - e_{co_2,eq,CCU}}$$

Dove, $e_{co_2,eq,CCU}$, e $q_{eq,CCU}$ rappresenta le emissioni di CO₂ equivalenti e quantità di energia primaria consumata del processo decarbonizzato con cattura e riuso della CO₂.

- **C_{dec,CCU}** - costo di decarbonizzazione tramite integrazione di cattura e riutilizzo della CO₂ per unità di prodotto, ovvero l'aumento del costo di produzione di un'unità di prodotto [€/t_{prod}].

$$\text{Eq. 22} \quad C_{dec,CCU} = \frac{Costo_{dec,CCU} - Costo_{rif}}{produzione}$$

- **CCA_{CCU}** - costo della CO₂ evitata e convertita, rappresenta il costo necessario per ridurre e convertire un'unità di emissioni di CO₂ [€/t_{CO2}]:

$$\text{Eq. 23} \quad CCA_{CCU} = \frac{C_{dec,CCU}}{e_{co_2,eq,rif} - e_{co_2,eq,CCU}}$$

- **C_{CO2,conv}** - per convertire un'unità di [€/t_{CO2}]:

$$\text{Eq. 24} \quad C_{CO_2,conv} = \frac{C_{dec,CCU}}{conv_{CO_2}}$$

Dove **conv_{CO2}** è la quantità di CO₂ convertita netta per unità di prodotto.

3 Decarbonizzazione produzione dell'acciaio tramite EAF

Tra le industrie pesanti, l'industria siderurgica è la seconda più grande utilizzatrice di energia dopo quella chimica, ed è responsabile da sola di circa il 7% delle emissioni totali CO₂[1].

Il processo di produzione dell'acciaio comprende diverse fasi di lavorazione che vengono effettuate in varie configurazioni che dipendono dal mix di materie prime disponibili e dall'approvvigionamento di energia termica ed elettrica.

Ad oggi esistono due linee principali per la produzione dell'acciaio [20]:

- cicli integrati di produzione basati su altiforni tradizionali e forni ad ossigeno (BF-BOF);
- processi ad arco elettrico (EAF) in cui l'input è rottame o preridotto prodotto tramite riduzione diretta (DRI).

Nel primo processo, ossidi di ferro vengono ridotti in ferro metallico e fusi in un altoforno, la ghisa prodotta viene quindi ulteriormente trattata in una fornace ad ossigeno (BOF) detta anche convertitore ad ossigeno per la produzione di acciaio.

Nel secondo processo l'acciaio viene prodotto attraverso la fusione e raffinazione di materiale ferriero all'interno di un forno elettrico ad arco (EAF). Nell'EAF si usa il calore liberato da un arco elettrico generato per ionizzazione gas presente tra due elettrodi a differente potenziale. Il materiale in ingresso al forno elettrico ad arco può essere rottame o preridotto [45].

Su scala globale la produzione di acciaio grezzo proviene per il 27.7% da EAF, mentre per il 71.9% da BF/BOF. A livello nazionale italiano, invece, la produzione di acciaio da EAF, utilizzata per la fusione e raffinazione di rottami di ferro, è prevalente e ammonta a circa l'81.9%. mentre solo per il 18.9% proviene da BF/BOF [3].

La decarbonizzazione dei processi di produzione dell'acciaio a partire da ossidi di ferro, ciclo integrale tradizionale basato su BF e BOF e produzione di Direct Reduced Iron (DRI) raffinato in EAF, è già stata precedentemente valutata nel rapporto di progetto precedente. Di seguito si completa, invece, l'analisi indagando la decarbonizzazione della produzione di acciaio da rottami tramite EAF tramite applicazione di CaL.

3.1 Sistema di riferimento

La fusione di materiali ferrosi come rottami di acciaio avviene solitamente all'interno di EAF. I rottami utilizzati possono essere scarti di lavorazione da industrie metalmeccaniche oppure provenire dalla rottamazione di prodotti a fine vita. Questa pratica è sempre di maggiore importanza, specialmente in nazioni industrializzate a grande disponibilità di rottami, come appunto l'Italia.

In una EAF gran parte dell'energia termica, necessaria per la fusione del metallo, viene fornita da un arco elettrico. La corrente elettrica scorre dagli elettrodi direttamente nei rottami scaldando il metallo [46]. Oltre all'energia fornita dall'arco elettrico, parte dell'energia termica necessaria al funzionamento dell'EAF viene fornita dalle reazioni di ossidazione che avvengono durante la raffinazione del metallo. Durante il processo di raffinazione, inoltre, gas naturale, carbone o Coke vengono bruciati e iniettati insieme ad ossigeno per aumentare l'intensità energetica del processo [47], [48].

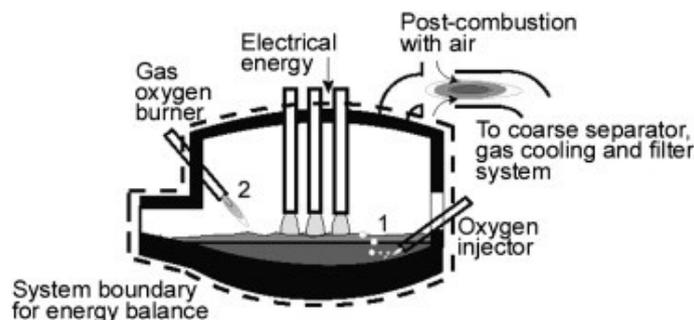


Figura 7 – Bilancio di energia di una tipica Electric Arc Furnace

Le emissioni dirette di CO₂ sono da imputarsi a: (i) consumo di combustibile fossile (gas naturale e carbone o coke); (ii) consumo di carbonio (grafite) degli elettrodi e (iii) eventuale riduzione per ossidazione del carbonio contenuto nel metallo caricato.

L'elevato consumo di energia elettrica da rete comporta, invece, emissioni di CO₂ indirette legate al processo di generazione dell'elettricità. Complessivamente in letteratura sono riportati valore di emissioni di CO₂ specifiche per gli EAF di circa 226-466 kg_{CO2}/t_{steel}. tale valore è però fortemente influenzato dal valore del coefficiente di emissione per il consumo di energia elettrica.

L'applicazione di CaL per la decarbonizzazione del processo di produzione dell'acciaio da EAF risulta essere interessante per vari motivi: (i) permetterebbe di ridurre sia le emissioni dirette ed indirette di CO₂, catturando la CO₂ presente nei gas di scarico dal forno e utilizzando l'energia elettrica prodotta dal recupero di calore del sistema di cattura per ridurre il consumo di elettricità del forno; (ii) riutilizzo dell'ossido di calcio estratto dal CaL come additivo all'interno del EAF, riducendo eventuali emissioni di CO₂ a monte del processo per la produzione di ossidi di calcio.

Come proposto da Kirschen et al. [48] il bilancio di energia del forno può essere modellizzato tenendo in conto di diversi valori di efficienza di trasmissione di energia per ogni fonte di energia, ovvero: (i) energia elettrica; (ii) ossi-combustione del metano; (iii) reazioni di ossidazione nel fuso del metallo; (iv) post-combustione dei gas di scarico in uscita alla EAF con infiltrazioni di aria. In Tabella 3 si riportano le principali assunzioni utilizzate per modellare il processo. Considerando un fattore di conversione del parco elettrico nazionale italiano del 52% ed un fattore di emissione per la generazione di energia elettrica di 263.4 kg_{CO2}/MWh e una combustione diretta in torcia dei gas di scarico. Per il sistema di riferimento descritto, il consumo di energia primaria totale risulta essere di circa 4.658 MJ/t_{is} per un valore di emissioni specifiche totali di CO₂ di circa 265 kg_{CO2}/t_{is} di cui 125 kg_{CO2}/t_{is} dirette e le restanti indirette.

Gli off-gas in uscita dall'EAF presentano spesso una concentrazione di monossido di carbonio rilevante e sono quindi, solitamente, bruciati in torcia prima di essere emessi in atmosfera. Il calore prodotto può essere in alcuni casi recuperato per il preriscaldamento dei rottami o per la generazione di vapore. Per le analisi riportate di seguito si considera che gli off-gas provenienti dal forno elettrico ad arco vengano bruciati in torcia ed emessi in atmosfera.

In Figura 6, infine, si mostra la variazione delle emissioni totali di CO₂ da EAF dal 1990 al 2020 con la variazione del fattore di emissione di CO₂ dovuto alla generazione di energia elettrica dal parco termoelettrico nazionale e dal parco di generazione elettrico nazionale totale, considerando anche il contributo delle rinnovabili.

Tabella 3 – Assunzioni principali per il processo di riferimento

Parametro	Valore	U.M.	Reference
Produzione acciaio liquido	80.8	t _h	[48]
Efficienza elettrica	75%	%	[48]
Efficienza ossidazione	75%	%	[48]
Efficienza ossi-combustione	55%	%	[48]
Efficienza post-combustione	10%	%	[48]
Rapporto molare CO ₂ /CO negli off-gas	0.3	-	[48]
Temperatura ambiente	15	°C	
Temperatura acciaio liquido	1660	°C	[48]
Temperatura off-gas	980	°C	[49]
Pressione ingresso O ₂	8.5	bar	
Consumo ossido di calcio	29	kg/t _h	[48]
Consumo dolomite	5	kg/t _h	[48]
Consumo coke	28	kg/t _h	[47]
Consumo elettrodi	6	kg/t _h	[47]
Consumo rottami	1.062	kg/t _h	[49]

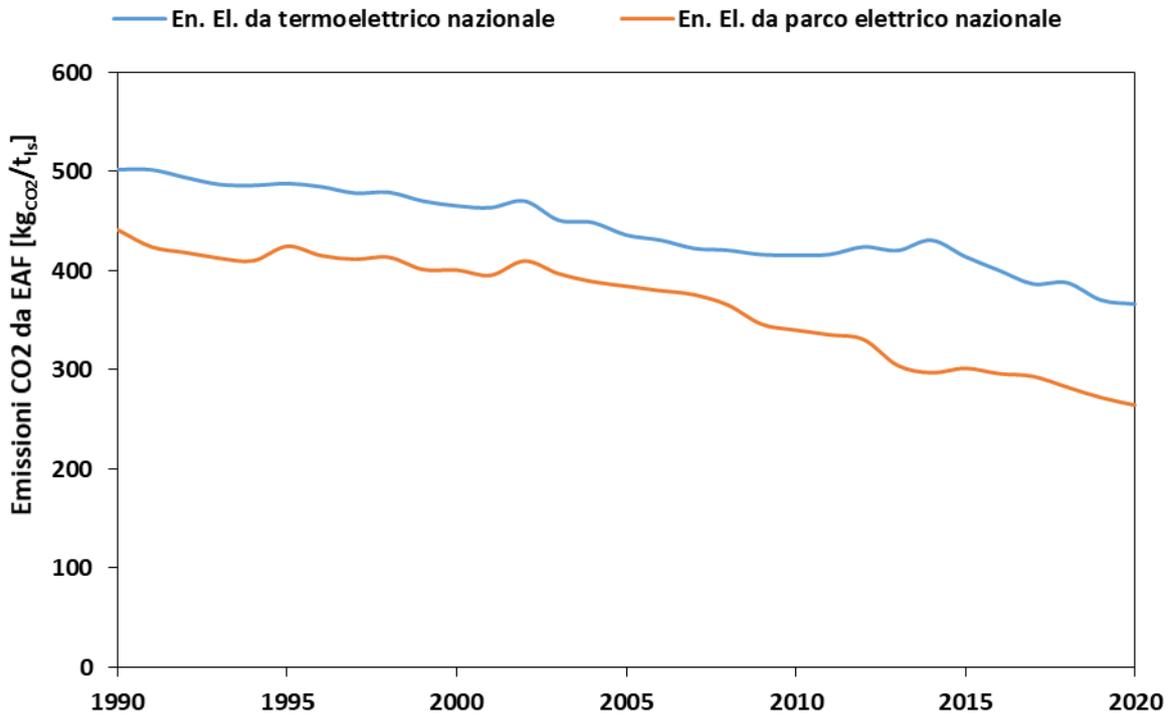


Figura 8 – Emissioni totali di CO₂ da EAF dal 1990 al 2020 e al variare del fattore di emissione di CO₂ per la generazione di energia elettrica

3.2 Processo decarbonizzato

Il processo di produzione di acciaio tramite EAF può essere decarbonizzato tramite l'integrazione del CaL come processo di cattura della CO₂. Nei paragrafi successivi, in particolare, vengono analizzate tre possibili configurazioni per l'integrazione del CaL al processo di riferimento che si differenziano tra di loro dalla quantità di energia termica e chimica che viene recuperata dagli off-gas dell'EAF:

- **Configurazione EAF.1:** gli off-gas provenienti dall'EAF vengono inviati al carbonatatore insieme a vapore a bassa entalpia che reagisce con il monossido di carbonio tramite la reazione di Water-Gas Shift (WGS) producendo anidride carbonica e idrogeno. L'anidride carbonica viene quindi catturata dalla reazione di carbonatazione, il CaL, in questo caso, funziona come sistema di "Sorption Enhanced Water Gas Shift" (SE-WGS) favorendo la formazione di idrogeno. Il flusso di gas in uscita dal carbonatatore risulta essere, quindi, ricco in idrogeno e può essere eventualmente esportato ed utilizzato come combustibile senza portare ad ulteriori emissioni di CO₂.
- **Configurazione EAF.2:** gli off-gas provenienti dall'EAF vengono dapprima inviati all'interno di un post-combustore per la produzione di energia termica, utilizzata per aumentare la produzione di vapore, e quindi elettricità dal ciclo Rankine associato al sistema CaL. I fumi ottenuti privi di CO possono quindi essere inviati al carbonatatore dove l'anidride carbonica viene catturata dalla reazione di carbonatazione.
- **Configurazione EAF.3:** gli off-gas vengono direttamente inviati, insieme a vapore, direttamente al carbonatatore del CaL. I gas ricchi in idrogeno, però, vengono valorizzati in una cella combustibile ad alta temperatura (SOFC) per la produzione di energia elettrica ed energia termica aumentando la produzione di energia elettrica dal Rankine.

L'energia necessaria per la rigenerazione del sorbente al calcinatore, viene fornita da combustione in ossigeno di carbone.

Il flusso gassoso ricco in CO₂ uscente dal calcinatore viene inviato ad una unità di compressione e purificazione (CPU, Compression and Purification Unit) che permette di raggiungere le concentrazioni di CO₂

richieste per il trasporto e lo stoccaggio (concentrazioni CO₂ >95%) [5], [36]. La CPU considerata è composta da due compressori multistadio e da un separatore auto-refrigerato a -45°C. Durante il processo di purificazione circa il 5% della CO₂ in ingresso alla CPU viene riemessa insieme ai gas di scarico, tuttavia, tale perdita è mitigabile ricircolando questi gas al carbonatatore [36].

In tutte e tre le configurazioni, il sorbente esausto proveniente dal CaL, ossido di calcio, viene riutilizzato come additivo nell'EAF, evitando i costi e le emissioni dovute all'acquisto di ulteriore ossido di calcio.

3.2.1 Analisi energetica

Le configurazioni decarbonizzate descritte, di cui si riportano nelle figure seguenti gli schemi di processo semplificati, sono state modellate tramite software commerciale Aspen PLUS v10.0. Le assunzioni principali utilizzate sono riportate in Tabella 4.

Tabella 4 – Assunzioni principali per la modellazione del sistema di carbon capture

	Valore	U.M.	Reference
Calcium Looping			
Temperatura carbonatatore	650	°C	[36]
Temperatura calcinatore	920	°C	[5], [36]
Grado di calcinazione	100%	%	[5], [36]
Temperatura gas di ricircolo al calcinatore	400	°C	[5], [36]
Concentrazione O ₂ nei gas comburenti al calcinatore	50%	vol. %	[36]
Temperatura di preriscaldamento O ₂	150	°C	[5], [36]
Concentrazione O ₂ nei gas in uscita al calcinatore	5%	Vol. %	[5], [36]
Efficienza cicloni	99%	%	[5], [11]
Unità di separazione dell'aria			
Purezza ossigeno	95%	vol. %	[5], [36]
Consumo energia elettrica	226	kWh/ t_O2	[5], [36]
Ciclo Rankine			
Temperatura raffreddamento fumi	430	°C	[36]
Temperatura raffreddamento CO ₂	80	°C	[36]
Temperatura raffreddamento sorbente spento	120	°C	[36]
Pressione di ingresso in turbina	100	bar	[5], [36]
Temperatura in ingresso in turbina	530	°C	[5], [36]
Pressione di condensazione	0.07	bar	[5], [36]
Efficienza isoentropica turbina	85.7%	%	[5], [36]
Efficienza meccanica/elettrica turbina	97%	%	[5], [36]
Efficienza idraulica pompa di circolazione	75%	%	[5], [36]
Efficienza meccanica/elettrica pompa circolazione	94%	%	[5], [36]
Caduta di pressione all'economizzatore	16%	%	[50]
Caduta di pressione al surriscaldatore	3%	%	[50]
Compressione e purificazione della CO₂			
Numero di stadi LP + HP	3 + 2	n°	[51]
Temperatura di raffreddamento	35 - 25	°C	[52][51]
Efficienza isoentropica compressori	85%	%	
Efficienza meccanica/elettrica compressori LP/HP	95%	%	
Temperatura al separatore	- 45	°C	
Pressione finale di compressione	80	bar	[51]
SOFC			
Temperatura di funzionamento SOFC	650	°C	
Electrical efficiency	55%	%	[41]
Thermal efficiency	27%	%	[41]

Configurazione EAF.1

In Figura 6 si riporta lo schema semplificato della configurazione EAF.1, off-gas provenienti dalla EAF vengono inviati direttamente al carbonatatore del CaL dove avvengono le reazioni di WGS e di cattura della CO₂. Il vapore necessario per la reazione di WGS è fornito tramite spillamento dal ciclo Rankine. Il flusso di gas in uscita dalla sezione di cattura risulta essere composto principalmente da N₂ e H₂, e può essere ancora bruciato per la produzione di calore senza ulteriori emissioni di CO₂. Nella seguente soluzione, si suppone che tale flusso di gas venga esportato senza specificarne l'utilizzo, il contenuto di energia chimica di tale flusso non viene quindi recuperato all'interno del sistema considerato.

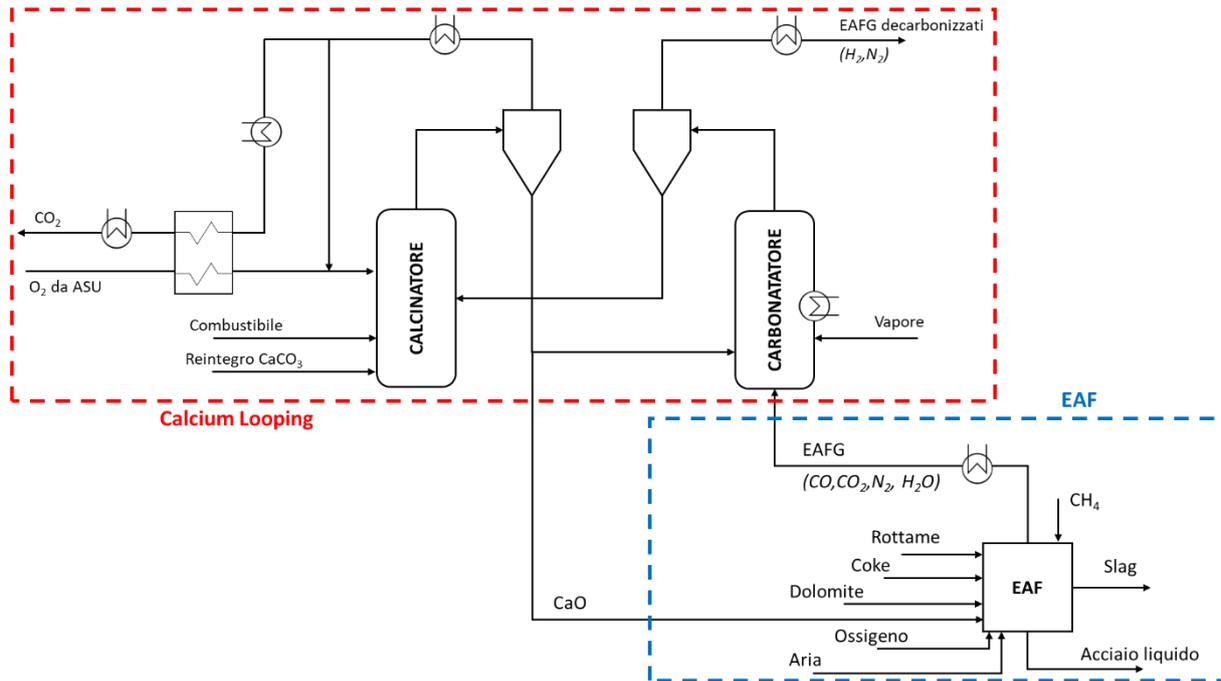


Figura 9 – Schema processo configurazione EAF.1

Per il processo decarbonizzato descritto, i flussi da fonti di calore da cui è possibile effettuare il recupero termico sono:

- **Carbonatatore**, per asportare il calore prodotto dalla reazione esotermica di cattura della CO₂ e mantenere la temperatura di reazione a circa 650°C.
- **Off-gas decarbonizzati**, i gas decarbonizzati escono al carbonatatore a 650°C e possono essere quindi raffreddati fino a circa 120°C prima di essere esportati.
- **CO₂ catturata**, il flusso ricco in CO₂ esce dal calcinatore alla temperatura di circa 920°C e deve essere quindi raffreddato fino alla temperatura di ingresso all'unità di compressione e purificazione di circa 80°C.
- **Off-gas provenienti dall'EAF**, i gas uscenti dall'EAF si trovano a circa 980°C [48], e vengono quindi raffreddati fino alla temperatura di funzionamento del carbonatatore prima di essere inviati al CaL.

In Figura 8 e Tabella 5 si riporta una possibile rete di scambiatori per effettuare il recupero termico e ottimizzare la produzione di vapore.

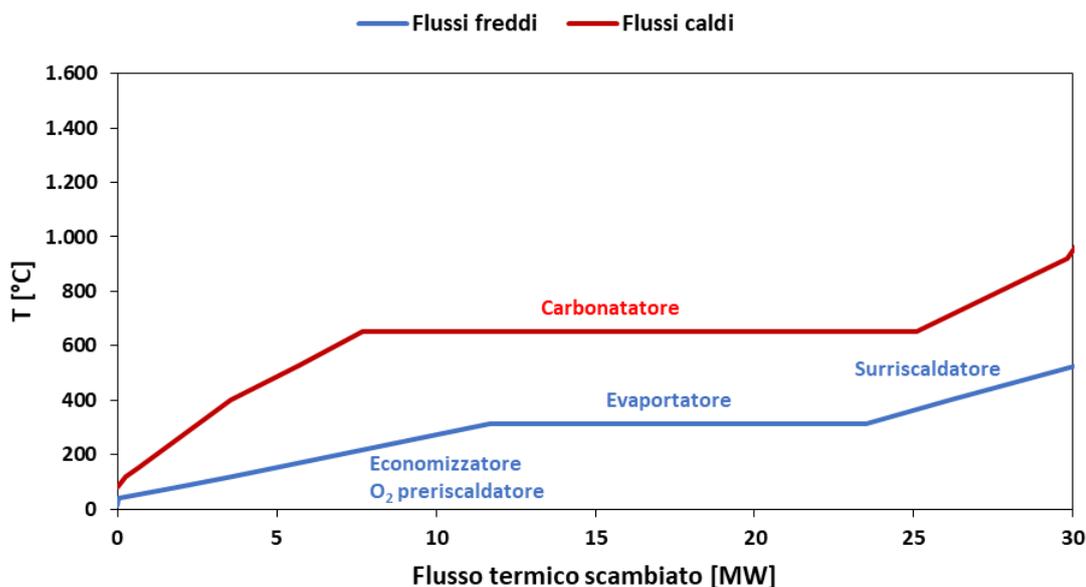


Figura 10 – Curve composite flussi configurazione EAF.1

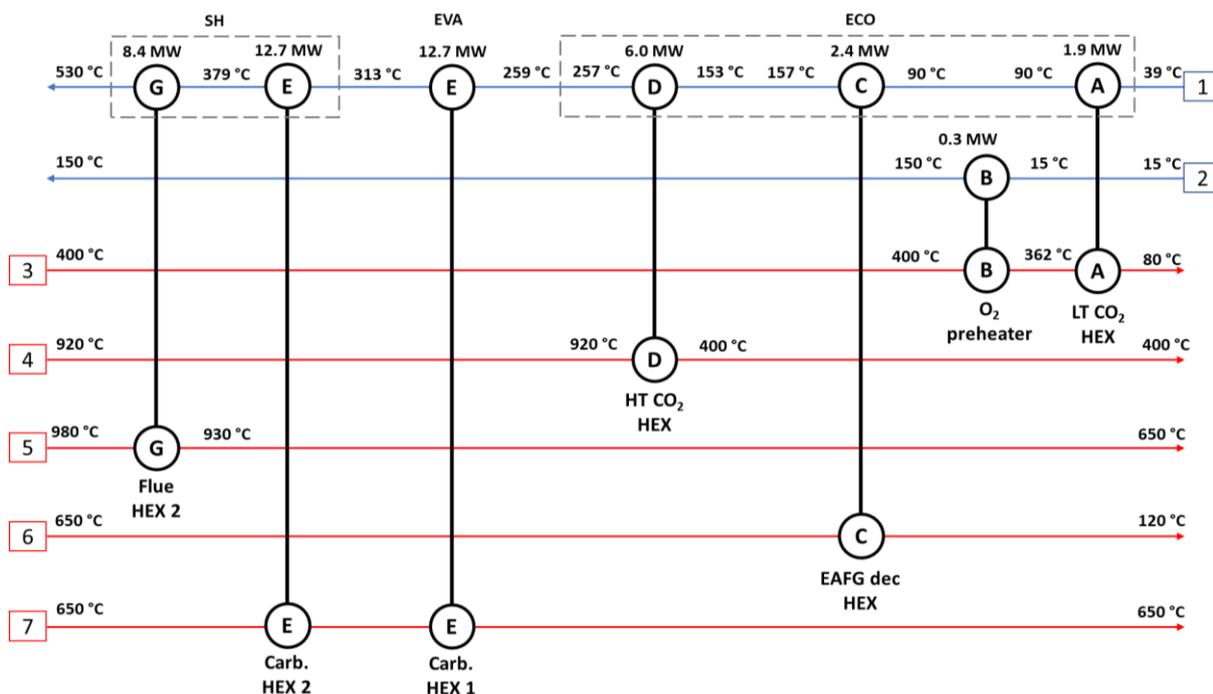


Figura 11 – Rete di scambiatori configurazione EAF.1

Tabella 5 – Dettaglio flussi rete di scambiatori configurazione EAF.1

Flusso n°	Descrizione	Temperatura iniziale [°C]	Temperatura finale [°C]	Portata [kg/s]	Flusso termico ceduto/assorbito [MW]
1	Portata d'acqua circolante nel Rankine	39	350	9.1	29.9
2	Flusso O ₂	15	150	2.2	0.3
3	Flusso CO ₂ inviato alla PCU	400	80	6.4	2.2
4	Flusso CO ₂ uscente dal calcinatore	920	400	9.3	6.0
5	Off-gas non decarbonizzati	980	650	4.7	2.0
6	Off-gas decarbonizzati	650	120	3.2	2.4
7	Carbonatore	650	650	-	17.3

Configurazione EAF.2

In Figura 8 si riporta lo schema semplificato della configurazione EAF.2, in questa soluzione gli off-gas provenienti dalla EAF vengono inviati prima ad un postcombustore e successivamente al carbonatore del CaL dove la reazione cattura della CO_2 . In questo modo viene recuperata in parte anche l'energia chimica contenuta negli off-gas permettendo di aumentare la quantità di vapore prodotta tramite recupero termico e quindi l'energia elettrica prodotta dal ciclo Rankine.

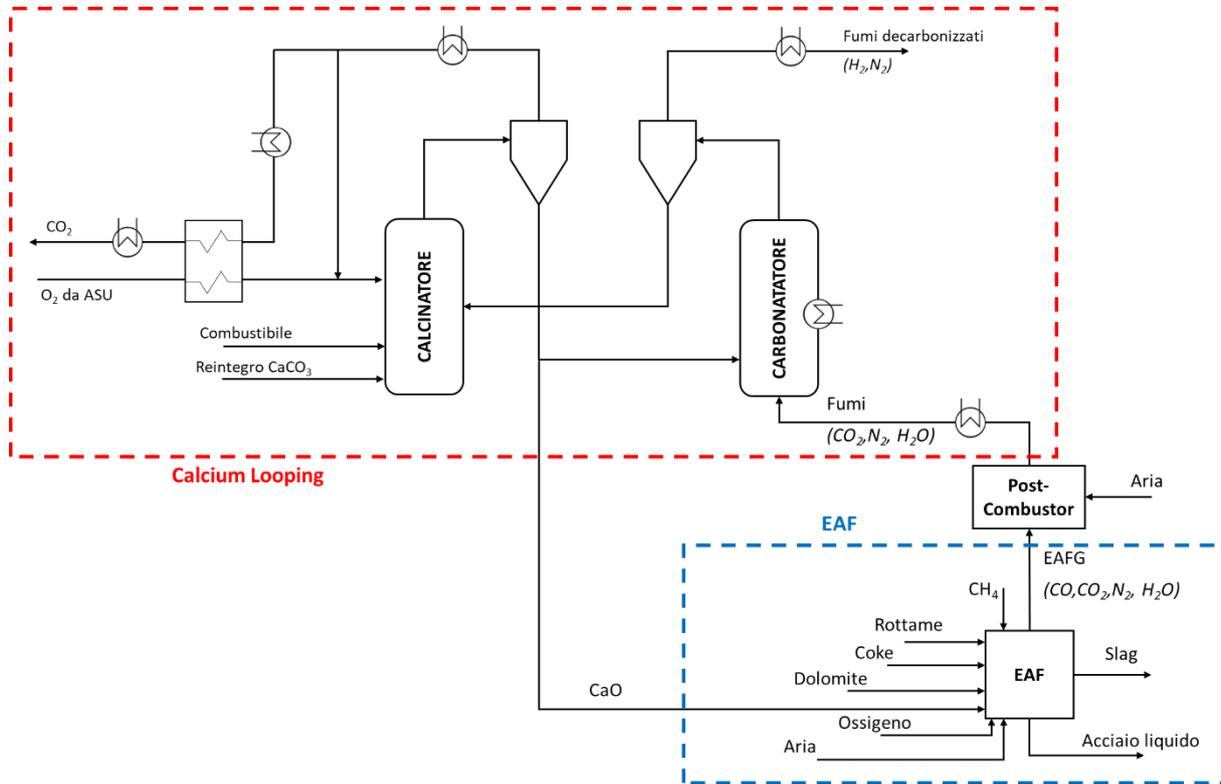


Figura 12 – Schema processo configurazione EAF.2

Per il processo decarbonizzato descritto, i flussi da fonti di calore da cui è possibile effettuare il recupero termico sono:

- **Carbonatore**, per asportare il calore prodotto dalla reazione esotermica di cattura della CO_2 e mantenere la temperatura di reazione a circa 650°C .
- **Fumi decarbonizzati**, i gas decarbonizzati escono al carbonatore a 650°C e possono essere quindi raffreddati fino a circa 120°C prima essere emessi in atmosfera.
- **CO_2 catturata**, il flusso ricco in CO_2 esce dal calcinatore alla temperatura di circa 920°C e deve essere quindi raffreddato fino alla temperatura di ingresso all'unità di compressione e purificazione di circa 80°C .
- **Fumi provenienti dall'EAF**, il calore prodotto dal postcombustore viene recuperato raffreddando i fumi prodotti fino alla temperatura di ingresso al carbonatore di 650°C .

In Figura 11 e Tabella 6 si riporta una possibile rete di scambiatori per effettuare il recupero termico e ottimizzare la produzione di vapore.

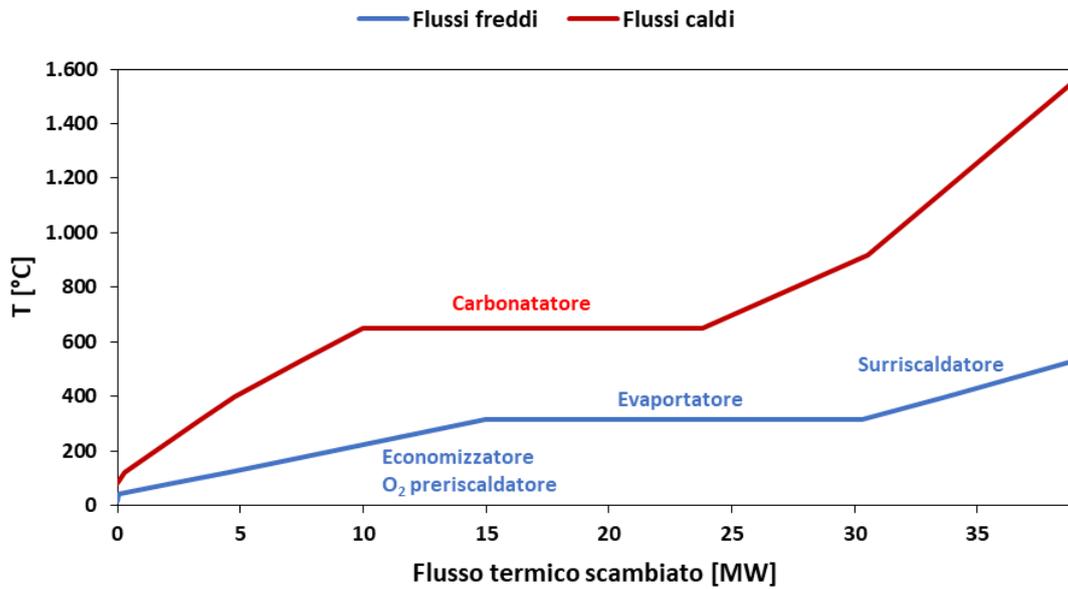


Figura 13 – Curve composite flussi configurazione EAF.2

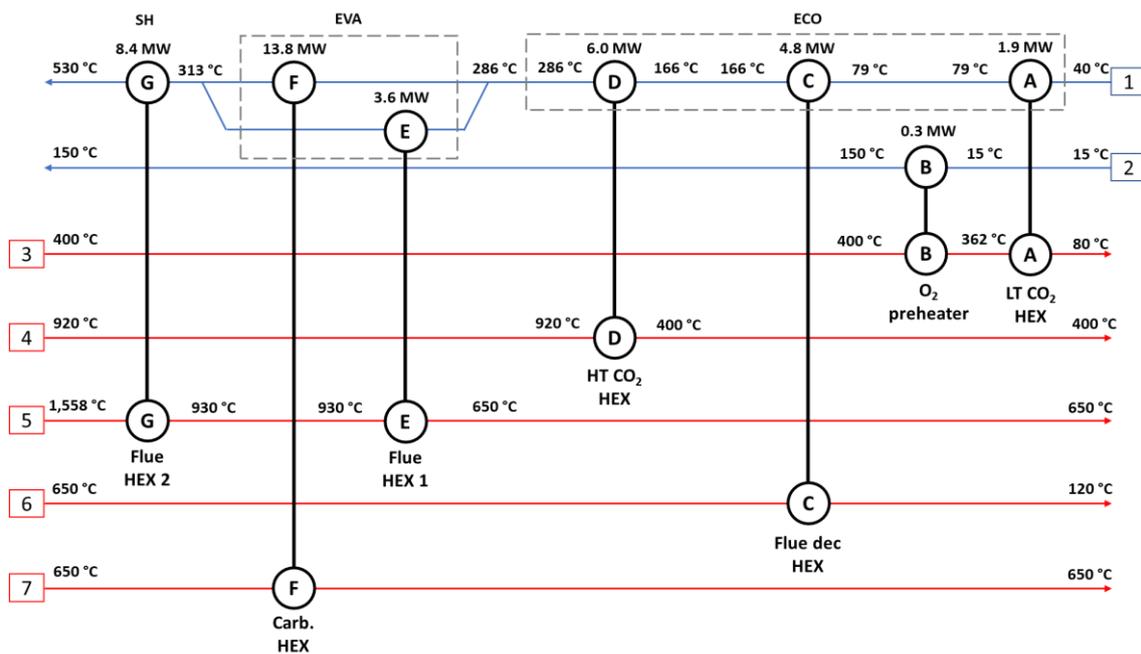


Figura 14 – Rete di scambiatori configurazione EAF.2

Tabella 6 – Dettaglio flussi configurazione EAF.2

Flusso n°	Descrizione	Temperatura iniziale [°C]	Temperatura finale [°C]	Portata [kg/s]	Flusso termico ceduto/assorbito [kW]
1	Portata d'acqua circolante nel Rankine	40	530	11.8	38.7
2	Flusso O ₂	15	150	2.2	0.3
3	Flusso CO ₂ inviato alla PCU	400	80	6.4	2.2
4	Flusso CO ₂ uscente dal calcinatore	920	400	9.3	6.0
5	Fumi non decarbonizzati	1.558	650	10.5	12.0
6	Fumi decarbonizzati	650	120	8.3	4.9
7	Carbonatore	650	650	-	13.8

Configurazione EAF.3

In Figura 12 si riporta lo schema semplificato della configurazione EAF.3, in questa soluzione gli off-gas provenienti dalla EAF vengono direttamente inviati al carbonatatore dove avvengono le reazioni di cattura e WGS analogamente alla configurazione EAF.1. Tuttavia, gli off-gas decarbonizzati ottenuti vengono inviati successivamente ad una cella a combustibile (FC) ad alta temperatura, caratterizzata da una efficienza elettrica del 55%, al fine di recuperarne il contenuto di energia chimica, aumentando quindi la quantità di energia elettrica prodotta dal sistema complessivo.

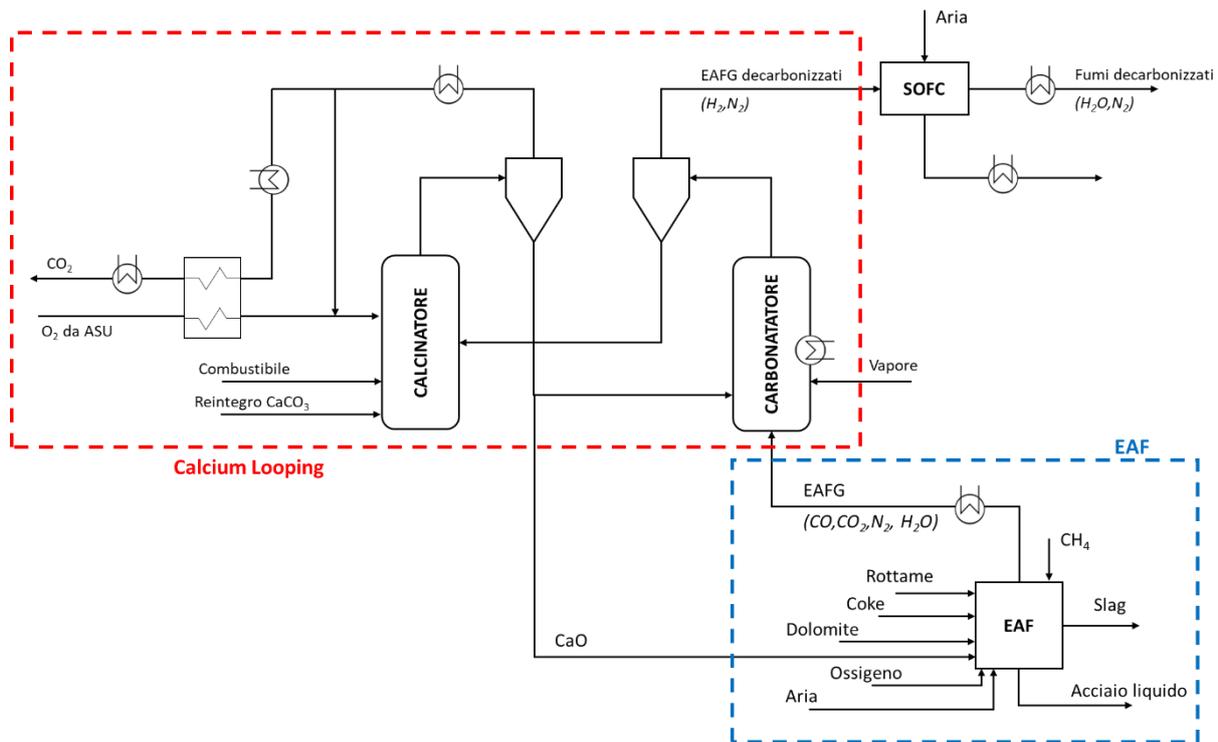


Figura 15 – Schema processo configurazione EAF.3

Per il processo decarbonizzato descritto, i flussi da fonti di calore da cui è possibile effettuare il recupero termico sono:

- **Carbonatatore**, per asportare il calore prodotto dalla reazione esotermica di cattura della CO₂ e mantenere la temperatura di reazione a circa 650°C.
- **Fumi e aria in uscita dalla cella a combustibile**, i fumi e l'aria uscenti dalla FC escono ancora ad alta temperatura, e possono essere quindi raffreddati fino a circa 120°C prima essere emessi in atmosfera.
- **CO₂ catturata**, il flusso ricco in CO₂ esce dal calcinatore alla temperatura di circa 920°C e deve essere quindi raffreddato fino alla temperatura di ingresso all'unità di compressione e purificazione di circa 80°C.
- **Off-gas provenienti dall'EAF**, i gas uscenti dall'EAF vengono raffreddati fino alla temperatura di funzionamento del carbonatatore prima di essere inviati al CaL.

In Figura 14 e Tabella 7 si riporta una possibile rete di scambiatori per effettuare il recupero termico e ottimizzare la produzione di vapore.

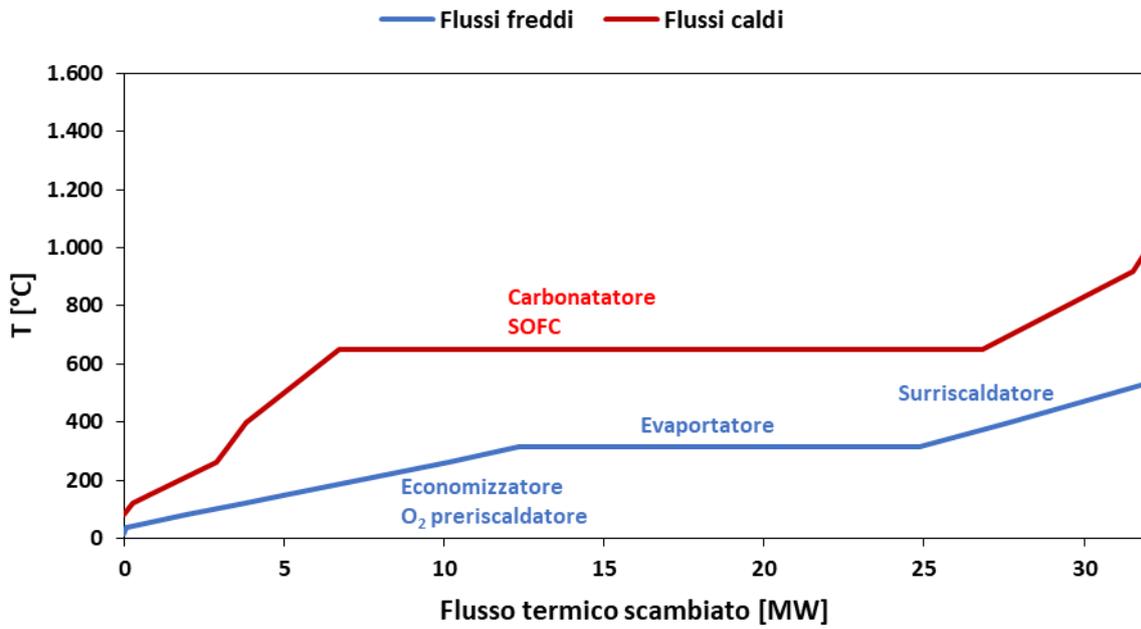


Figura 16 – Curve composite flussi configurazione EAF.3

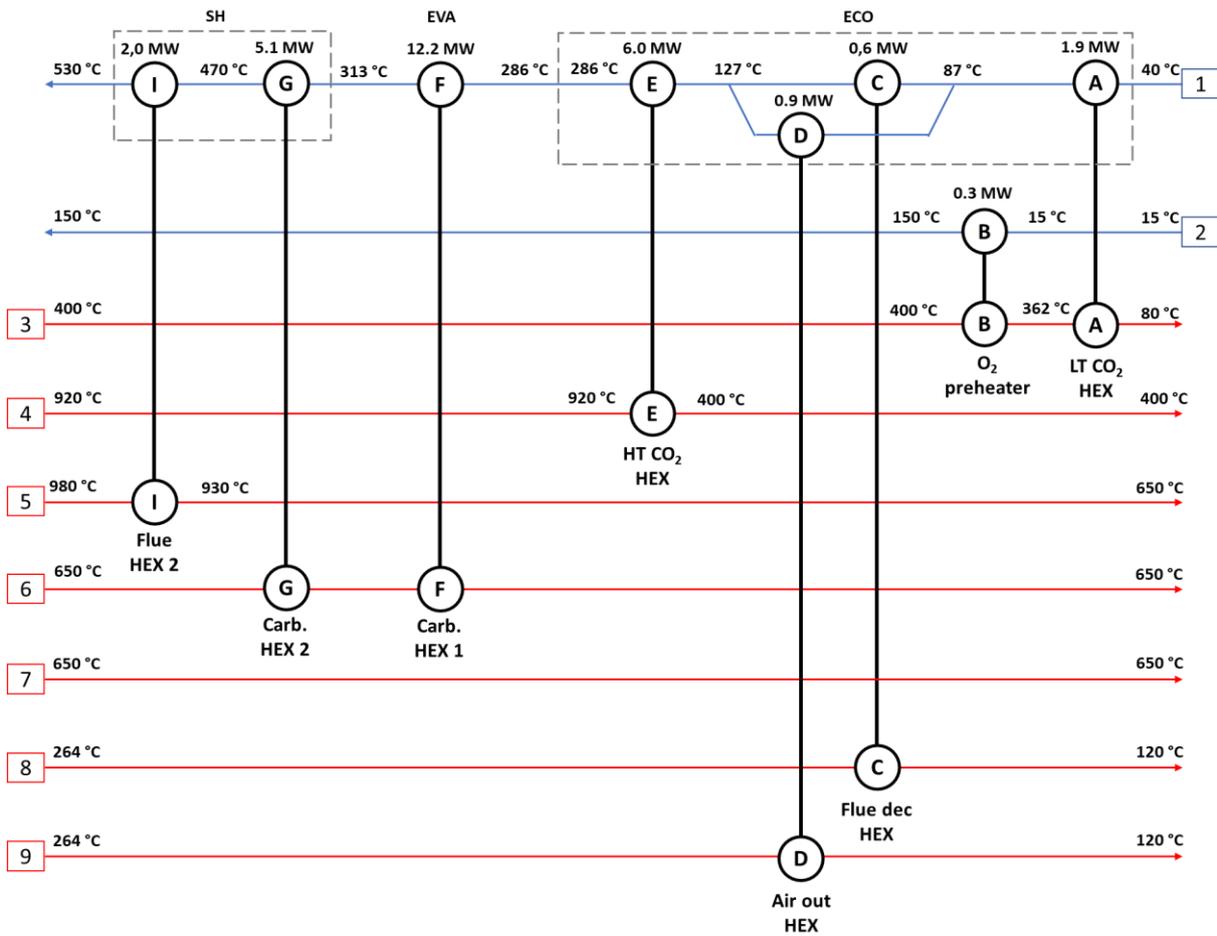


Figura 17 – Rete di scambiatori configurazione EAF.3

Tabella 7 – Dettaglio flussi configurazione EAF.3

Flusso n°	Descrizione	Temperatura iniziale [°C]	Temperatura finale [°C]	Portata [kg/s]	Flusso termico ceduto/assorbito [kW]
1	Portata d'acqua circolante nel Rankine	39	313.2	9.6	31.6
2	Flusso O ₂	15	150.0	2.2	0.3
3	Flusso CO ₂ inviato alla PCU	400	80.0	6.4	2.2
4	Flusso CO ₂ uscente dal calcinatore	920	400.0	9.3	6.0
5	Off-gas non decarbonizzati	980	650.0	4.7	2.0
6	Carbonatatore	650	650	-	17.4
7	SOFC	650	650	-	2.7
8	Fumi decarbonizzati	264	120	3.8	0.7
9	Aria SOFC	264	120	6.5	1.0

3.2.1.1 Bilanci di materia ed energia

In Tabella 8 - Tabella 11 si riportano i bilanci di materia e consumi di energia ottenuti dalle simulazioni di processo per le diverse configurazioni. Come si osserva in Figura 15 l'integrazione del CaL comporta un aumento di consumo di combustibile, nelle analisi effettuate si è considerato un aumento di consumo di carbone. Tuttavia, si ottiene anche una diminuzione dei consumi di energia elettrica dovuta all'autoconsumo dell'energia elettrica prodotta dal ciclo Rankine.

Il consumo di energia primaria aumenta, quindi, da 4,658 MJ/t (processo non decarbonizzato) a circa 5,206 MJ/t (conf. EAF.1), 4,935 MJ/t (conf. EAF.2) e 4,674 MJ/t (conf. EAF.3).

Come si osserva da Figura 16 l'integrazione del CaL permette di ridurre notevolmente le emissioni dirette di CO₂, tuttavia, rimane significativo l'impatto delle emissioni indirette dovute al consumo di energia elettrica, le emissioni totali di CO₂ si riducono, quindi, del 49.8% (conf. EAF.1), 53.6% (conf. EAF.2), 57.3% (conf. EAF.3).

L'indice di SPECCA stimato varia tra 4.2 MJ/kg_{CO2} (conf. EAF.1), 2.0 MJ/kg_{CO2} (conf. EAF.2) e 0.1 MJ/kg_{CO2} (conf. EAF.3).

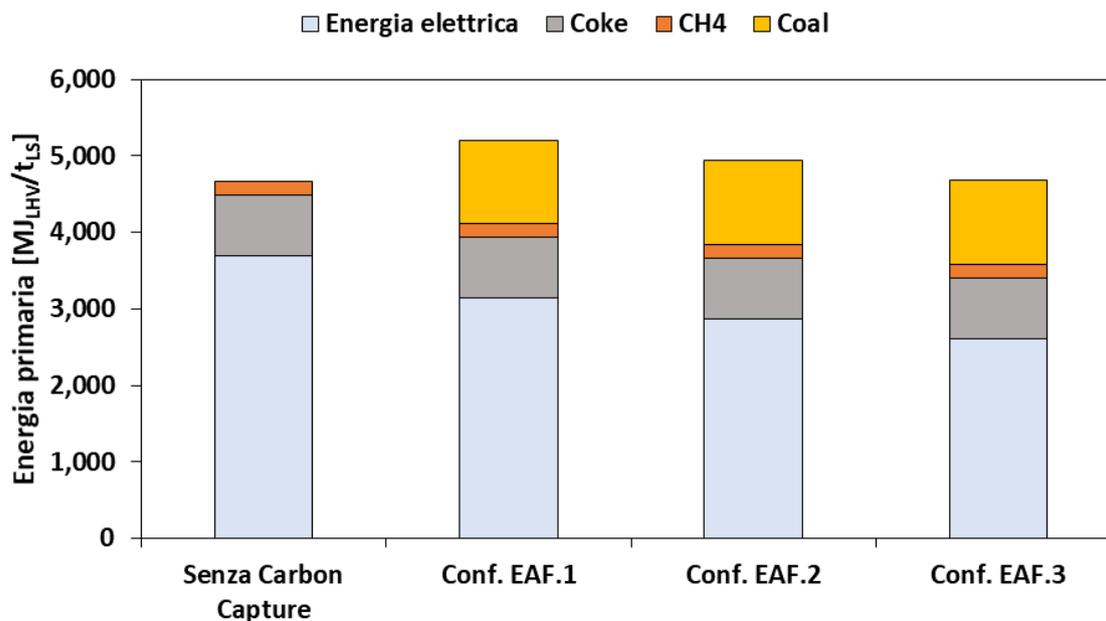


Figura 18 – Consumi di energia primaria nelle diverse configurazioni

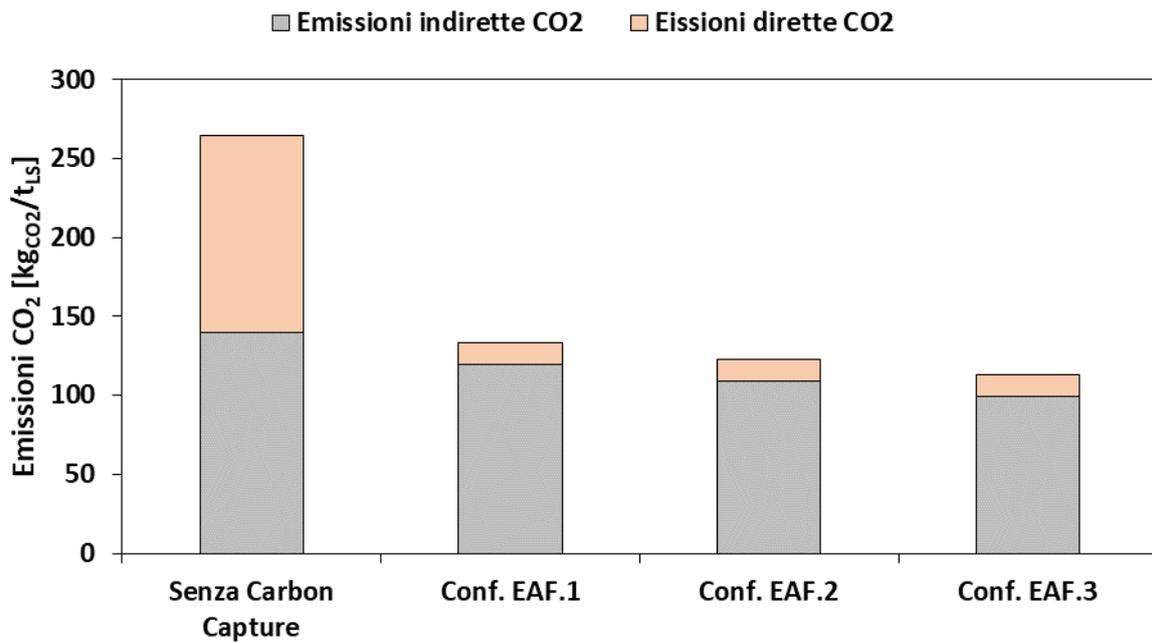


Figura 19 – Emissioni di CO₂ nelle diverse configurazioni

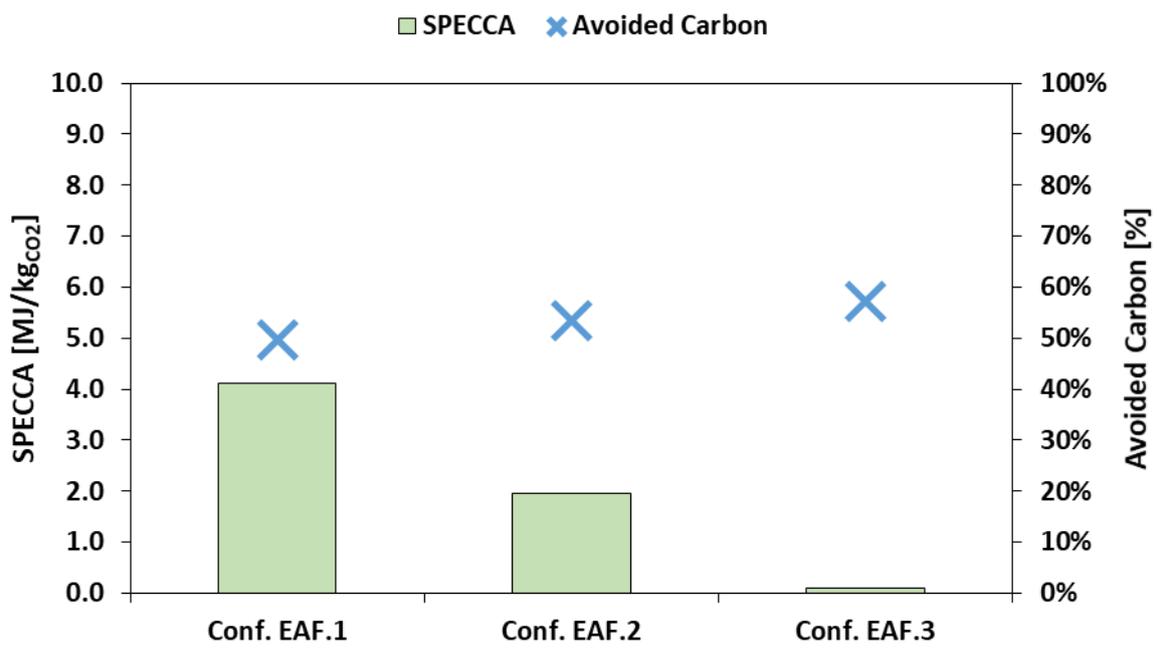


Figura 20 – Valore di SPECCA per le diverse configurazioni

Tabella 8 – Consumo combustibili

Voce	Senza CC	Conf. EAF.1	Conf. EAF.2	Conf. EAF.3	U.M.
Produzione Liquid Steel	80.8	80.8	80.8	80.8	t/h
Consumo rottami	85.8	1.062	1.062	1.062	t/h
Forno elettrico ad arco					
Consumo metano	289	289	289	289	kg/h
<i>Potere calorifico inferiore metano</i>	50	50	50	50	MJ/kg
Consumo metano	4.01	4.01	4.01	4.01	MJ _{LHV}
Consumo coke	2.262	2.262	2.262	2.262	kg/h
<i>Potere calorifico inferiore coke</i>	28.3	28.3	28.3	28.3	MJ/kg
Consumo coke	17.78	17.78	17.78	17.78	MJ _{LHV}
Calcium Looping					
Consumo carbone		3.264	3.260	3.264	kg/h
<i>Potere calorifico inferiore carbone</i>		27	27	27	MJ/kg
Consumo carbone		24.48	24.45	24.48	MJ _{LHV}
Consumo combustibile totale	21.79	46.27	46.25	46.27	MJ _{LHV}
Consumo combustibile totale - q _{comb}	971	2.062	2.061	2.062	MJ/t _{LS}
<i>Metano</i>	179	179	179	179	MJ/t _{LS}
<i>Coke</i>	792	792	792	792	MJ/t _{LS}
<i>Carbone</i>	0	1.091	1.090	1.091	MJ/t _{LS}

Tabella 9 – Consumo energia elettrica

Voce	Senza CC	Conf. EAF.1	Conf. EAF.2	Conf. EAF.3	U.M.
Forno elettrico ad arco					
Consumo arco elettrico	41,940	41,441	41,441	41,461	kW
Consumo compressione O ₂	201	201	201	201	kW
Consumo totale EAF	42,142	41,642	41,642	41,662	kW
Air Separation Unit					
Consumo ossigeno all'EAF	3,860	11,904	11,873	11,904	kg/h
<i>Consumo elettrico ASU</i>	226	226	226	226	kWh _{el} /t _{O2}
Consumo ASU	872	2,690	2,683	2,690	kW
Compressione CO₂					
Consumo compressione CO ₂		2,486	2,481	2,486	kW
Ciclo Rankine					
Produzione lorda in turbina		-10,307	-13,481	-10,999	kW
Consumo pompa		159	207	169	kW
Produzione energia elettrica netta		-10,148	-13,274	-10,830	kW
Fuel Cell					
Energia elettrica da SOFC				-5,536	kW
Consumo totale energia elettrica	43,014	36,670	33,533	30,473	kW
Consumo totale energia elettrica - en_{el}	1,917	1,634	1,495	1,358	MJ_{el}/t_{LS}
EAF	1,878	1,856	1,856	1,857	MJ _{el} /t _{LS}
ASU	39	118	108	98	MJ _{el} /t _{LS}
Rankine		-452	-592	-483	MJ _{el} /t _{LS}
Fuel Cell				-247	MJ _{el} /t _{LS}

Tabella 10 – Consumo energia primaria

Voce	Senza CC	Conf. EAF.1	Conf. EAF.2	Conf. EAF.3	U.M.
Consumo totale energia elettrica	1,917	1,634	1,495	1,358	MJ _{el} /t _{IS}
<i>Fattore conversione parco elettrico nazionale - η_{par}</i>	52%	52%	52%	52%	%
Consumo energia primaria da energia elettrica	3,687	3,138	2,874	2,612	MJ _{UHV} /t _{IS}
Consumo totale energia primaria - q_{eq}	4,658	5,206	4,935	4,674	MJ_{UHV}/t_{IS}
CH ₄	179	179	179	179	MJ _{UHV} /t _{IS}
Coke	792	792	792	792	MJ _{UHV} /t _{IS}
Coal	0	1,091	1,090	1,091	MJ _{UHV} /t _{IS}
Energia elettrica	3,687	3,143	2,874	2,612	MJ _{UHV} /t _{IS}

Tabella 11 – Emissioni CO₂ e KPI

Voce	Senza CC	Conf. EAF.1	Conf. EAF.2	Conf. EAF.3	U.M.
Emissioni totali CO₂ - $e_{CO_2, eq}$	265	133	123	113	kg/t_{IS}
Emissioni dirette CO ₂ - e_{CO_2}	125	14	14	14	kg/t _{IS}
<i>Fattore di emissione parco elettrico nazionale - e_{par}</i>	263.4	263.4	263.4	263.4	kg _{CO2} /MWh _{el}
Emissioni indirette CO ₂	140	119	109	99	kg/t _{IS}
CO ₂ evitata		132	142	152	kg/t _{IS}
CO ₂ catturata - $catt_{CO_2}$		241	240	241	kg/t _{IS}
Efficienza di cattura della CO₂ globale - $E_{CO_2, tot}$		94.6%	94.6%	94.6%	%
Riduzione emissioni di CO₂ - AC		49.8%	53.6%	57.3%	%
Consumo energia primaria per CO₂ evitata - SPECCA		4.2	2.0	0.1	MJ/kg_{CO_2}

3.2.2 Analisi economica

La stima dei costi, CAPEX e OPEX, è stata effettuata valutando i costi dovuti all'installazione ed al funzionamento dei principali componenti che compongono il sistema di cattura della CO₂ seguendo la procedura descritta al cap. 2.

I costi totali di investimento, in particolare, stimati per i sistemi considerati risultano variare tra 144.4 (configurazione EAF.1) M€ e 145.5 (configurazione EAF.3) M€, come indicato in Tabella 12 mentre in Tabella 13 sono riportati i costi operativi stimati che variano tra 7.7 €/anno (configurazione EAF.1) e 2.8 €/anno (configurazione EAF.3).

In Tabella 14 si riportano, invece, i principali KPI economici stimati, nel dettaglio, il costo della CO₂ evitata varia tra un massimo di circa 250 €/t_{CO2} (configurazione EAF.1) e un minimo 179 €/t_{CO2} (configurazione EAF.3). I costi per la decarbonizzazione del processo produttivo, riferiti all'unità di prodotto, risultano variare tra 32.9 €/t_{steel} (configurazione EAF.1) e 27.1 €/t_{steel} (configurazione EAF.3). La voce di costo che influisce maggiormente sul costo della CO₂ evitata, in particolare, risulta essere il CAPEX, mentre l'integrazione del CaL porta ad una riduzione dei costi per l'acquisto di energia elettrica che contiene il costo degli OPEX.

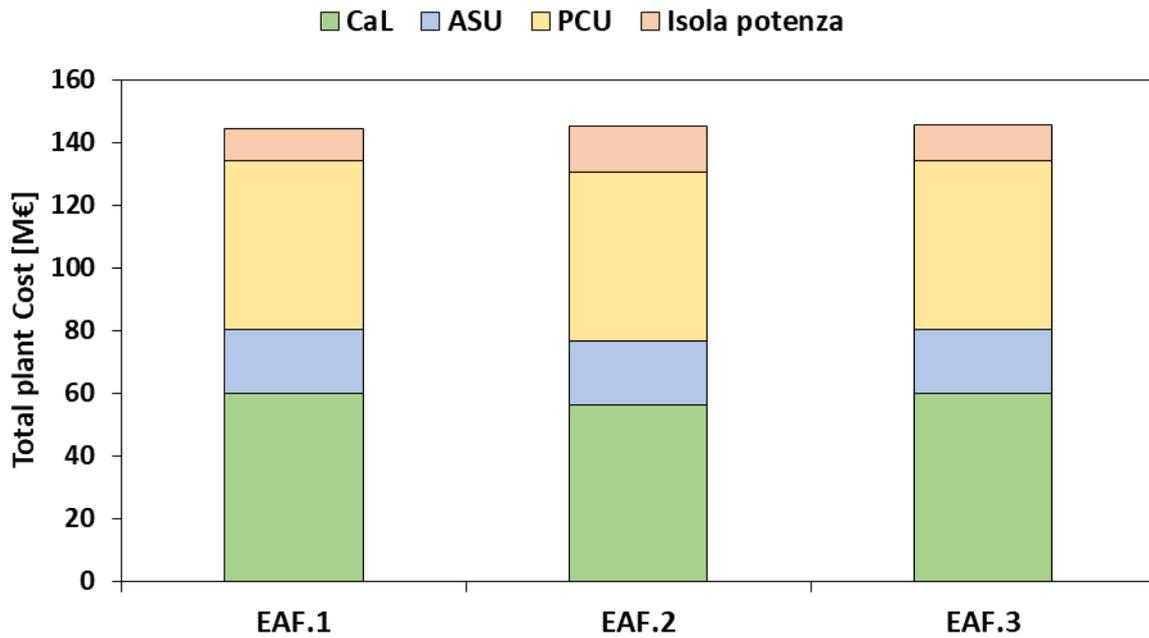


Figura 21 – Dettaglio Total Plant Cost (CAPEX)

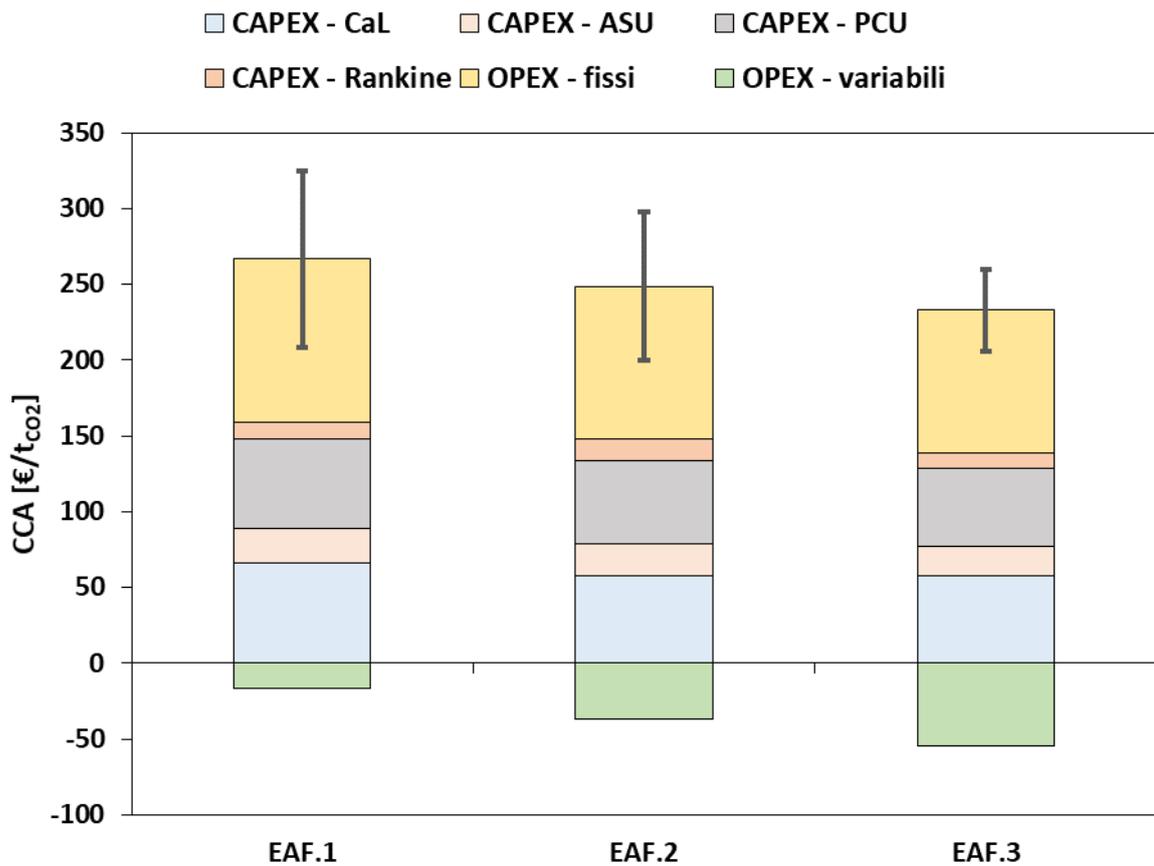


Figura 22 – Costo della CO₂ evitata (CCA), in figura si indica l'intervallo di incertezza del risultato considerando alcune funzioni di costo riportate in letteratura per il carbonatore e calcinatore.

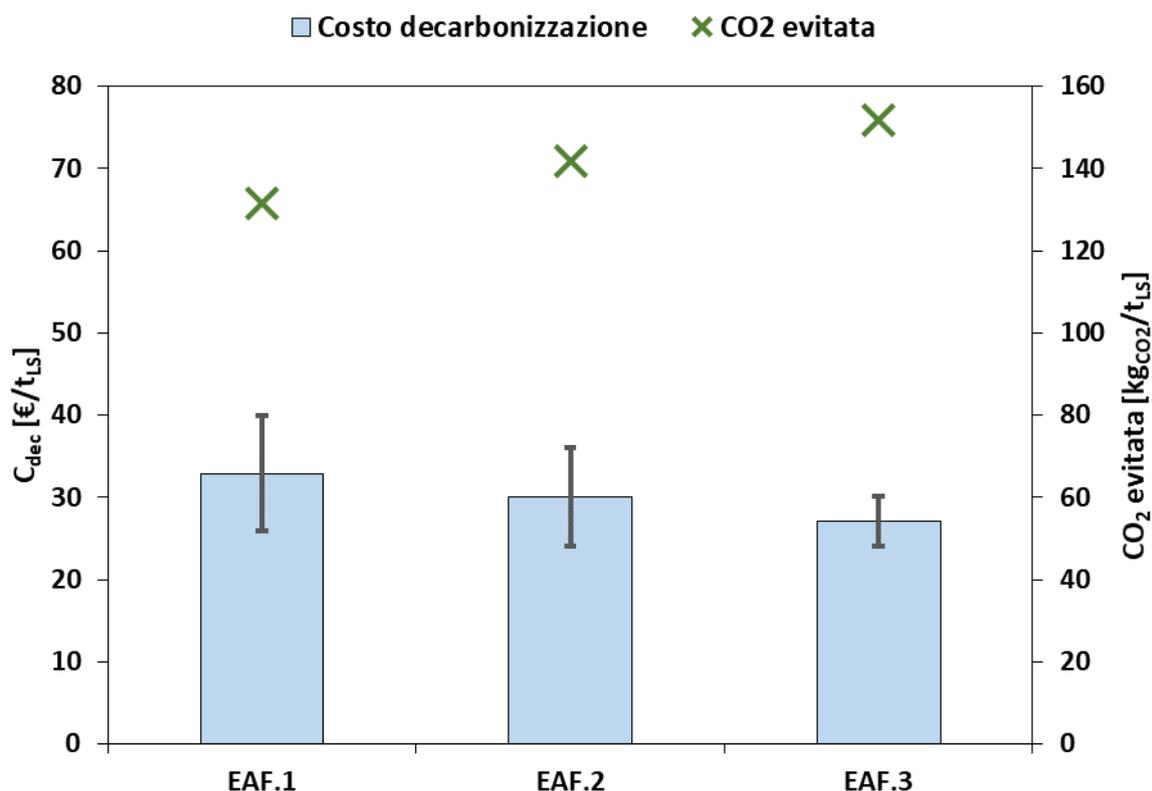


Figura 23 – Costo di decarbonizzazione (c_{dec}), in figura si indica l’intervallo di incertezza del risultato considerando alcune funzioni di costo riportate in letteratura per il carbonatore e calcinatore.

Tabella 12 – Dettaglio Total Plant Cost

Voce	EAF.1	EAF.2	EAF.3	U.M.
Sistema cattura della CO₂				
Carbonatore	33.57	29.92	33.57	M€
Calcinatore	25.81	25.79	25.81	M€
ASU	20.39	20.43	20.43	M€
PCU	53.82	53.80	53.82	M€
Preparazione sorbente	0.61	0.61	0.61	M€
Rankine				
Turbina	4.90	5.91	5.13	M€
Gen. El.	1.19	1.53	1.26	M€
Pompa	0.05	0.05	0.00	M€
Condensatore	1.68	2.11	1.75	M€
Economizzatori	0.96	1.13	1.49	M€
Evaporatori	0.64	0.93	0.72	M€
Surriscaldatori	0.76	0.31	0.87	M€
Altro				
Combustore		2.63		M€
SOFC			0.05	M€
TOTALE	144.4	145.2	145.5	M€

Tabella 13 – Dettaglio OPEX

Voce	EAF.1	EAF.2	EAF.3	U.M.
OPEX variabili tot	-1.43	-3.40	-5.33	M€/anno
Consumo limestone	0.13	0.13	0.13	M€/anno
Consumo carbone	2.12	2.11	2.11	M€/anno
Consumo elettricità	-3.67	-5.64	-7.57	M€/anno
OPEX fissi tot	9.15	9.20	8.12	M€/anno
Assicurazione e tasse	2.89	2.90	2.53	M€/anno
Manutenzione	3.61	3.63	3.17	M€/anno
Personale	0.60	0.60	0.60	M€/anno
Manodopera per manutenzione	1.44	1.45	1.27	M€/anno
Amministrazione	0.61	0.62	0.56	M€/anno
OPEX totali	7.73	5.80	2.79	M€/anno

Tabella 14 – Stima dei principali KPI economici

Voce	Simbolo	EAF.1	EAF.2	EAF.3	U.M.
Costo CO ₂ evitata	CCA	249.9	211.6	178.6	€/t _{CO2}
	CAPEX	159.0	148.3	139.0	€/t _{CO2}
	OPEX	90.8	63.2	39.6	€/t _{CO2}
Costo CO ₂ catturata	C _{CO2, capt}	136.8	125.1	112.8	€/t _{CO2}
Costo decarbonizzazione	C _{dec}	32.9	30.0	27.1	€/t _{LS}

4 Cattura tramite CaL integrato con sistema solare a concentrazione

Il processo CaL può essere utilizzato anche come sistema di stoccaggio termochimico di energia proveniente da solare a concentrazione [15], [53], [54]. In tale configurazione, l'impianto solare fornisce l'energia necessaria alla reazione di calcinazione, scindendo CaCO₃ in CaO e CO₂, che vengono stoccati. Al carbonatatore, avviene, invece, il rilascio dell'energia stoccata tramite la ricombinazione di CaO e CO₂ in CaCO₃. L'energia termica ottenuta viene quindi utilizzata per la produzione di energia elettrica in un'apposita isola di potenza basata, ad esempio, su un ciclo Rankine [53].

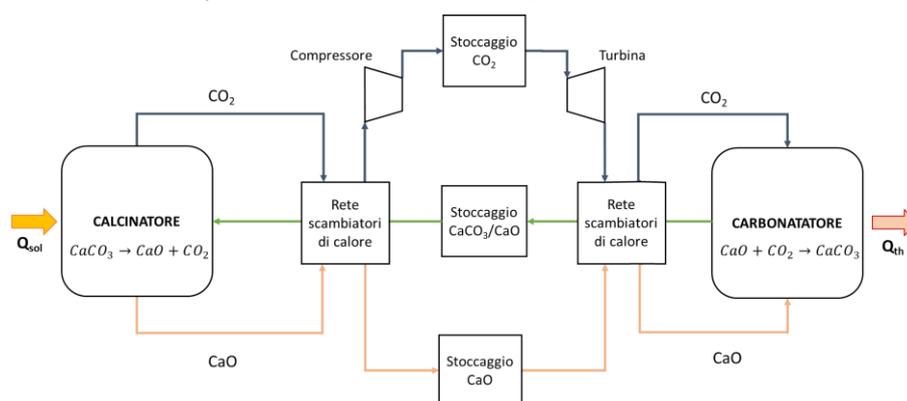


Figura 24 – Sistema di stoccaggio termochimico di energia basato sul calcium looping

È possibile, quindi, trovare configurazioni innovative ibride in cui il processo CaL viene utilizzato per la cattura della CO₂ da fumi industriali sfruttando energia termica proveniente da solare a concentrazione.

In Figura 25 si riporta un possibile schema di impianto per un sistema ibrido per la cattura di CO₂ prodotta da un cementificio. Già alcuni autori hanno proposto in passato sistemi in cui si sostituisce il calcinatore del forno tradizionale del clinker con un calcinatore solare [55], [56], riducendo quindi le emissioni di CO₂ dovute al consumo di combustibile fossile in questo componente. Nel sistema descritto di seguito si effettua una decarbonizzazione ancora più spinta del processo produttivo, effettuando anche una cattura della CO₂ prodotta dalla calcinazione del raw meal e dal forno rotativo.

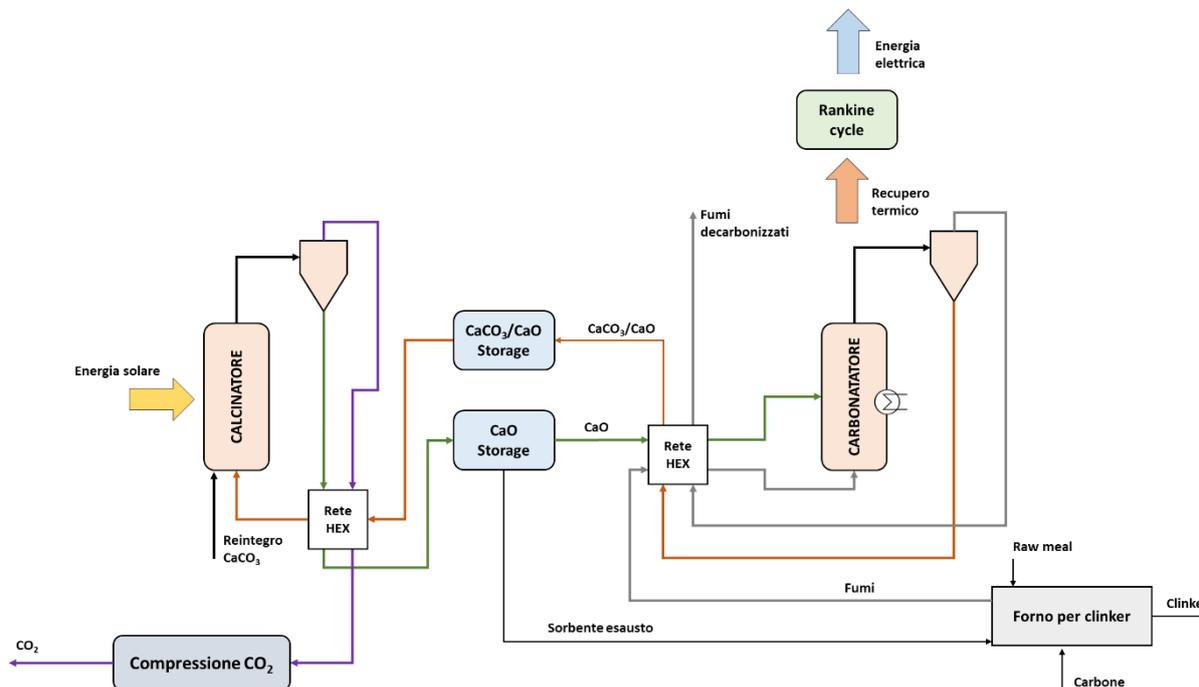


Figura 25 – Schema sistema di cattura CaL integrato con solare a concentrazione

I fumi, usciti dalla cementeria vengono inviati al carbonatore dove avviene la reazione di cattura della CO_2 , i fumi decarbonizzati vengono quindi emessi in atmosfera. Il carbonato di calcio, $CaCO_3$, prodotto viene quindi rigenerato da un calcinatore solare producendo CaO e CO_2 che viene inviata al sistema di compressione.

Una differenza importante rispetto al CaL tradizionale è il fatto che il calcinatore opera solamente durante le ore di irraggiamento, nelle analisi riportate di seguito si è considerato 8h al giorno [53], mentre il carbonatore deve poter operare in modo ininterrotto, è necessario quindi un sistema di stoccaggio del sorbente rigenerato uscente dal calcinatore e del carbonato di calcio ottenuto al carbonatore. Per evitare elevate dispersioni di calore, i due stoccaggi possono essere a temperatura ambiente. Per minimizzare i consumi di energia, quindi, i flussi di solido a temperatura ambiente da inviare ai due reattori e i rispettivi flussi caldi in uscita attraversano due reti di scambiatori.

La trasmissione di calore tra l'impianto solare a concentrazione e il CaL può avvenire in due modi, indirettamente o direttamente: nel primo caso l'impianto solare riscalda un fluido termovettore ad alta temperatura, che cede successivamente il calore assorbito al calcinatore del CaL, in questo caso il fluido più utilizzato è CO_2 , che può essere quindi direttamente ricircolato all'interno del calcinatore senza ridurre la concentrazione in CO_2 del fluido in uscita dal reattore; nella seconda soluzione, invece, la radiazione solare viene reindirizzata direttamente sul calcinatore che coincide, quindi, con il ricevitore[53]. In quest'ultimo caso viene utilizzato un riflettore parabolico centrale posto in cima alla torre del campo eliostatico per reindirizzare la radiazione solare verso il calcinatore solitamente installato alla base, questa tecnologia, è tuttavia ancora in fase di ricerca [56].

Analogamente al CaL semplice, il sorbente esausto (CaO) può essere estratto dallo stoccaggio della CaO e inviato al cementificio e utilizzato come materia prima nel processo di produzione del clinker. Può essere quindi definito un apposito parametro, Livello di Integrazione (IL), che definisce il grado di integrazione tra il CaL e il cementificio, ovvero la quantità di $CaCO_3$ che viene fornita come quantità di reintegro al CaL che finisce eventualmente all'interno del forno di Clinker sulla quantità totale di $CaCO_3$ consumata dall'intero processo.

Eq. 17
$$IL = \frac{CaCO_3 \text{ al CaL}}{CaCO_3 \text{ totale}}$$

All'aumentare del grado di integrazione, diminuisce la quantità di CaCO_3 che viene calcinata all'interno del forno del clinker riducendo i consumi di carbone del forno e la quantità di CO_2 prodotta dalla combustione e dal processo di calcinazione. Con un grado di integrazione del 100% non è più necessario un calcinatore al forno del clinker e il carbone consumato è utilizzato solamente per fornire l'energia termica necessaria alla cottura e formazione del clinker.

4.1.1 Analisi energetica

I bilanci di energia e materia del processo descritto sono stati ottenuti tramite software commerciale Aspen PLUS v.10.0. Le assunzioni principali utilizzate nelle simulazioni sono analoghe a quelle utilizzate nella modellazione del sistema semplice di cattura, Tabella 4. L'energia termica viene fornita al calcinatore da un campo eliostatico di efficienza 56.8% [10].

In Figura 21 e Figura 23 si mostrano di possibili reti di scambiatori di calore: (i) lato carbonatatore e (ii) lato calcinatore, ottenute tramite pinch analysis con lo scopo di minimizzare i fabbisogni di energia del sistema complessivo.

Lato carbonatatore

I flussi considerati nell'analisi sono:

1. **Fumi caldi decarbonizzati** in uscita dal carbonatatore, vengono raffreddati fino a 430°C prima di essere inviati al sistema di preparazione del raw meal utilizzato nel cementificio [36].
2. **Solidi (CaCO_3/CaO) caldi** in uscita dal carbonatatore, che vengono raffreddati fino a 35°C prima di essere inviati all'apposito stoccaggio.
3. **Fumi provenienti dal cementificio**, che vengono scaldati da 327°C circa fino alla temperatura di funzionamento del carbonatatore 650°C .
4. **Sorbente (CaO)** in ingresso al carbonatatore, proveniente dallo stoccaggio, che viene scaldato da temperatura ambiente fino a 650°C .

Come si nota in Figura 21, il flusso 2 deve essere raffreddato per circa 7.7 MW da una fonte esterna, tale quantità di calore può essere recuperata quasi interamente, tuttavia per la produzione di vapore inviato in turbina insieme al calore ceduto dal carbonatatore.

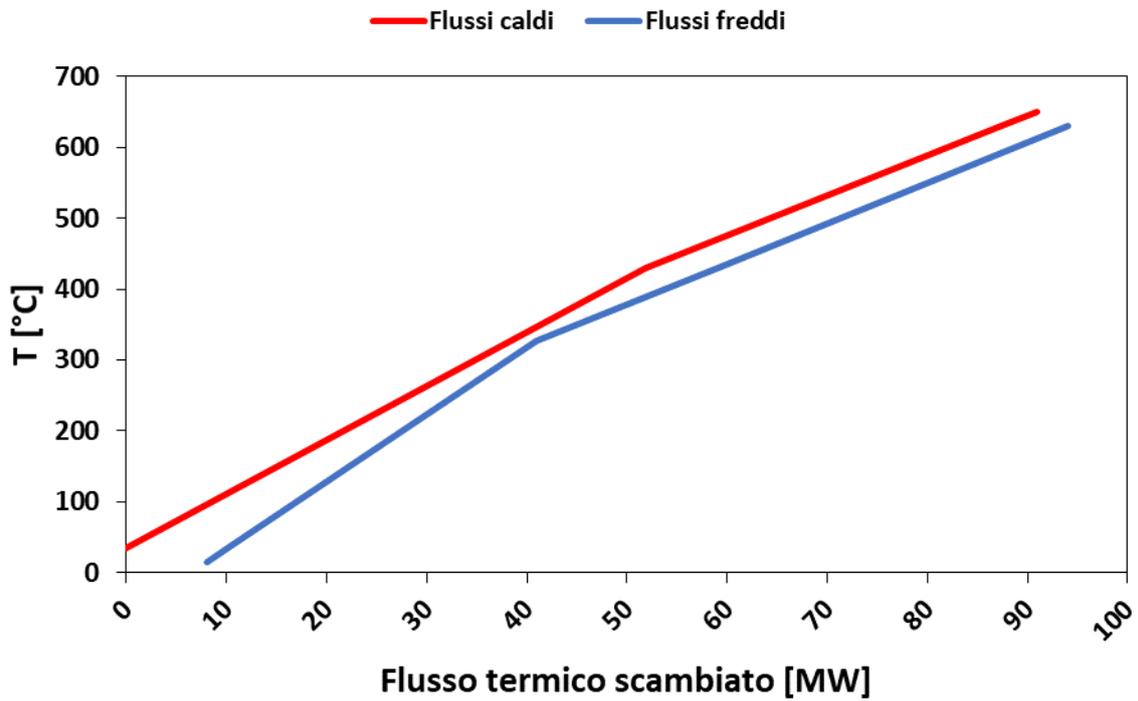


Figura 26 – Curve composite lato carbonatatore

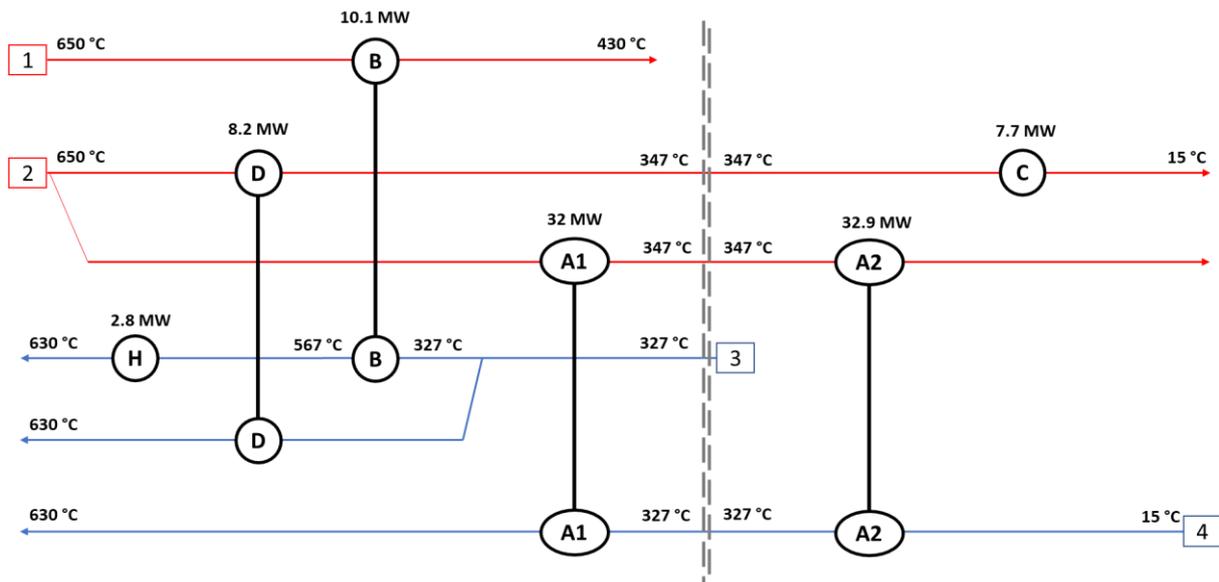


Figura 27 – Rete scambiatori lato carbonatatore

Tabella 15 – Dettaglio flussi rete scambiatore lato carbonatatore

Flusso n°	Descrizione	Temperatura ingresso [°C]	Temperatura uscita [°C]	Portata [kg/s]	Flusso termico Ceduto/assorbito [kW]
1	Fumi decarbonizzati in uscita dal carbonatatore	650	430	40	-10,112
2	Sorbente carbonato in uscita dal carbonatatore	650	35	138	-80,801
3	Fumi provenienti dal cementificio	327	630	61	21,094
4	Sorbente irviato al carbonatatore	15	630	116	64,886

Lato calcinatore solare

I flussi considerati nell'analisi sono:

1. **Sorbente (CaO) in uscita dal calcinatore** a 920°C e viene raffreddata a 35°C prima di essere inviata allo stoccaggio.
2. **CO₂ in uscita dal calcinatore** a 920°C e che viene raffreddata fino a 35°C prima di essere inviato al sistema di compressione.
3. **Solidi (CaCO₃/CaO) provenienti dallo stoccaggio** a temperatura ambiente, 15°C, che vengono riscaldati fino alla temperatura di funzionamento del calcinatore di 920°C.

Come mostrato in Figura 23, il flusso 3 può essere scaldato fino a circa 877°C tramite recupero del calore proveniente dagli altri due fluidi, il restante salto termico, quindi, avviene all'interno del calcinatore solare.

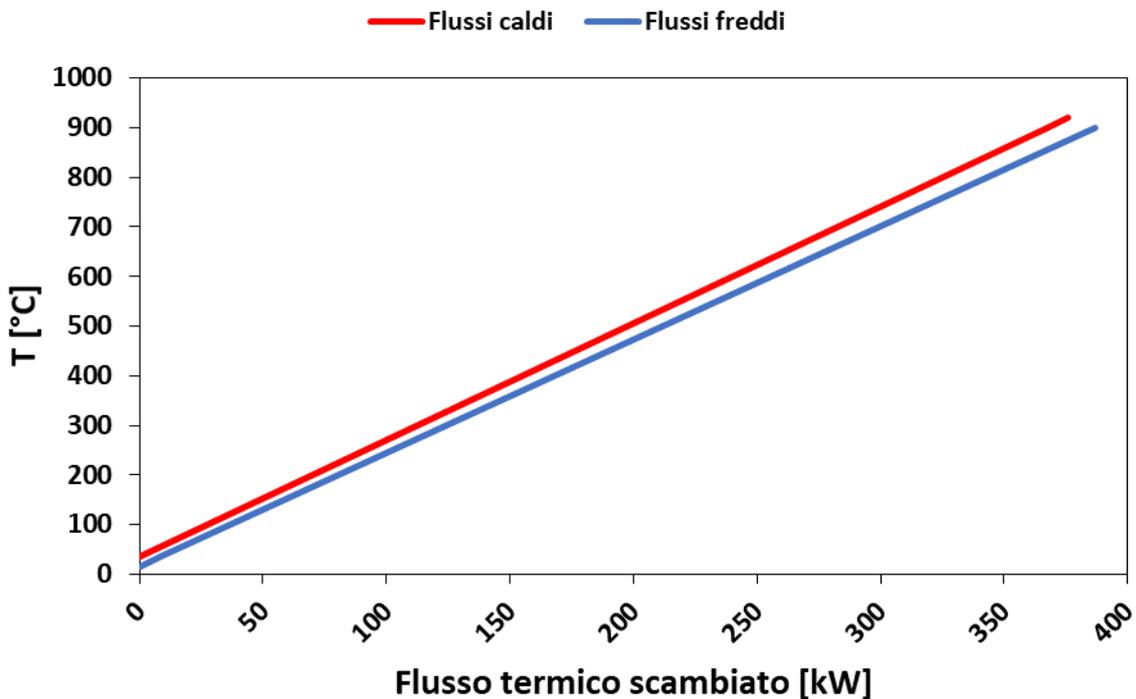


Figura 28 – Curve composite lato calcinatore solare

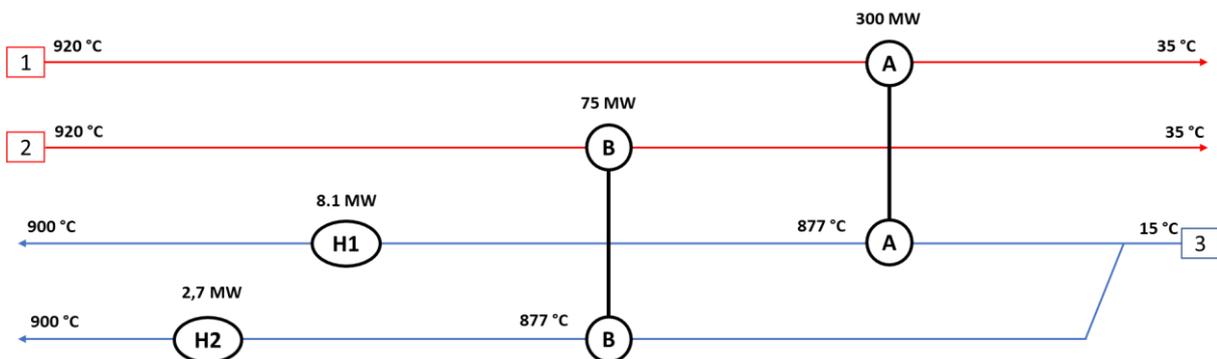


Figura 29 – Rete scambiatori lato calcinatore solare

Tabella 16 – Dettaglio flussi rete di scambiatori lato calcinatore solare

Flusso n°	Descrizione	Temperatura ingresso [°C]	Temperatura uscita [°C]	Portata [kg/s]	Flusso termico Ceduto/assorbito [kW]
1	Sorbente rigenerato in uscita dal calcinatore	920	35	361	-301,123
2	CO ₂ in uscita dal calcinatore	920	35	76	-75,001
3	Sorbente da rigenerare in ingresso al calcinatore	15	900	437	387,088

4.1.1.1 Bilanci di materia ed energia

Di seguito si mostrano i bilanci di massa ed energia ottenuti con l’integrazione del CaL al processo di produzione del cemento per diversi livelli di integrazione. Come mostrato in Figura 24 l’integrazione del CaL comporta un aumento del consumo di energia primaria, tale incremento, tuttavia, diminuisce all’aumentare del grado di integrazione. Il consumo di energia primaria specifico passa quindi da un valore di circa 3,464 MJ/t_{clik} a circa 4,356 MJ/t_{clik} per un grado di integrazione del 20% e a circa 3,585 MJ/t_{clik} per un grado di integrazione del 100%.

Le emissioni totali di CO₂ de vengono ridotte più del 90% per ogni soluzione analizzata, mentre il valore dell’indice di SPECCA varia da 1.39 MJ/kg_{CO2} per un valore di IL del 20% a circa 0.19 per un valore di IL del 100%.

La quantità di energia termica consumata dal calcinatore del CaL varia tra 3,048 MJ/t_{clik} a 2,560 MJ/t_{clik}, che può essere fornita da un campo eliostatico di dimensioni comprese tra circa i 0.9 e 1.1 km², considerando un valore di irradianza media giornaliera di circa 3,880 Wh/m² (valore tipico del centro-sud Italia) ed un’efficienza del campo eliostatico di circa 56.8%.

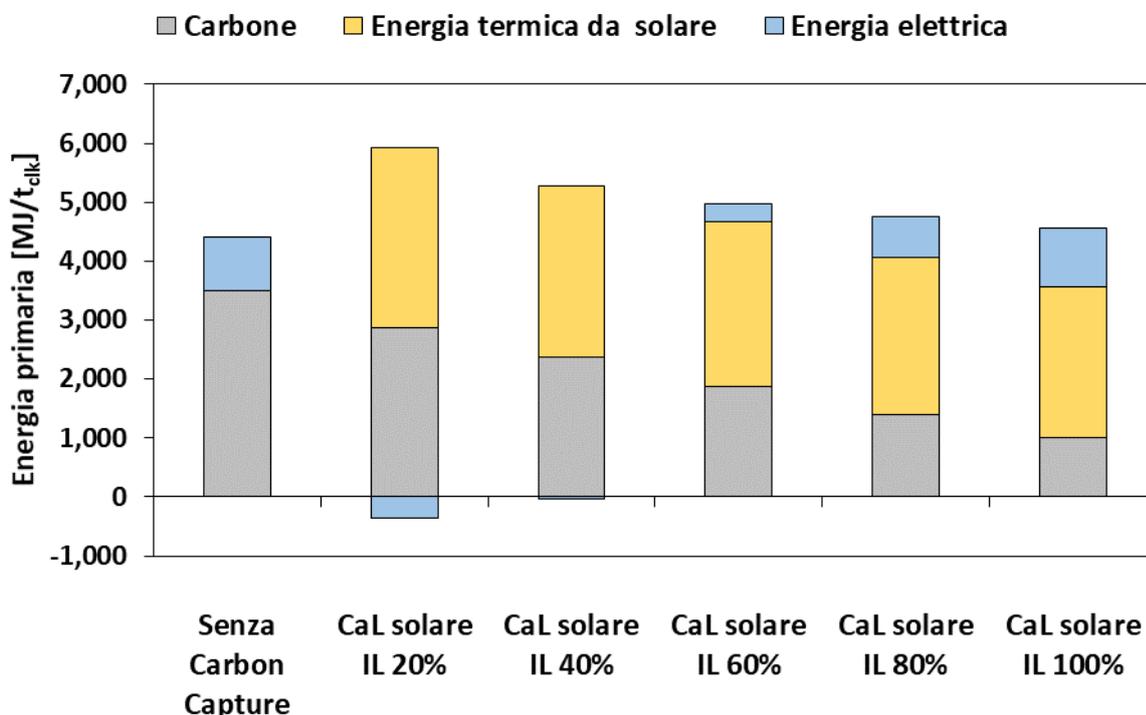


Figura 30 – Consumi di energia per diversi livelli di integrazione

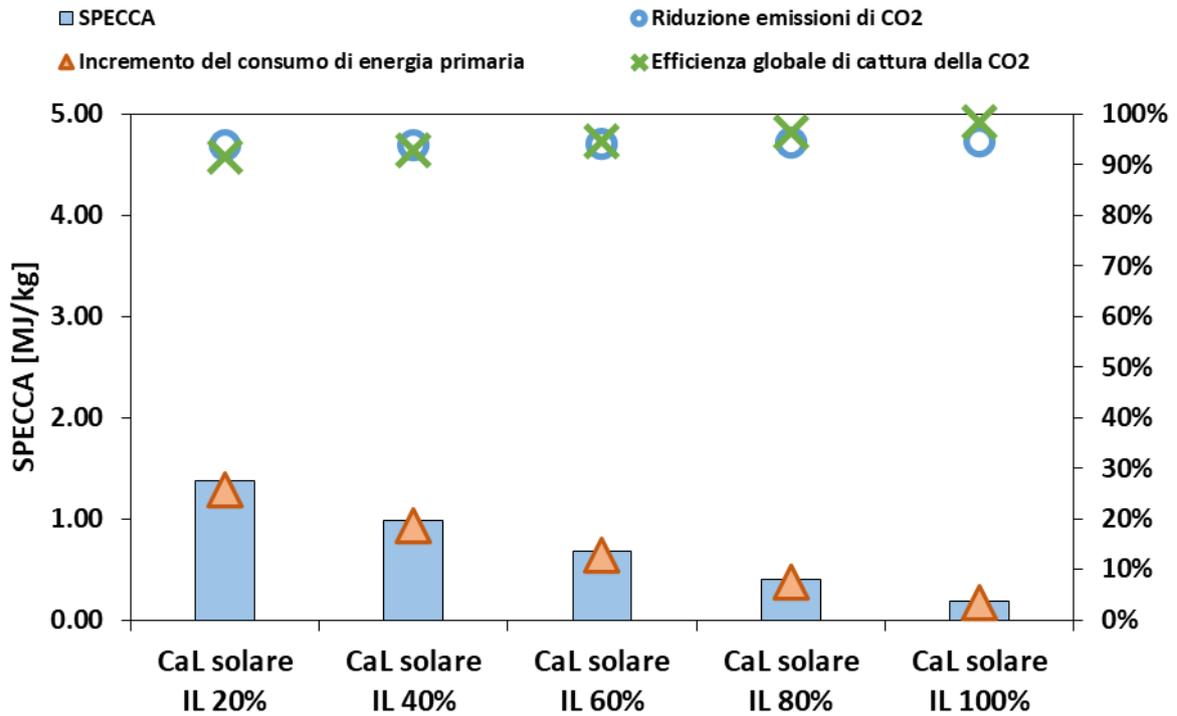


Figura 31 – Valori di SPECCA e dei principali KPI energetici per diversi livelli di integrazione

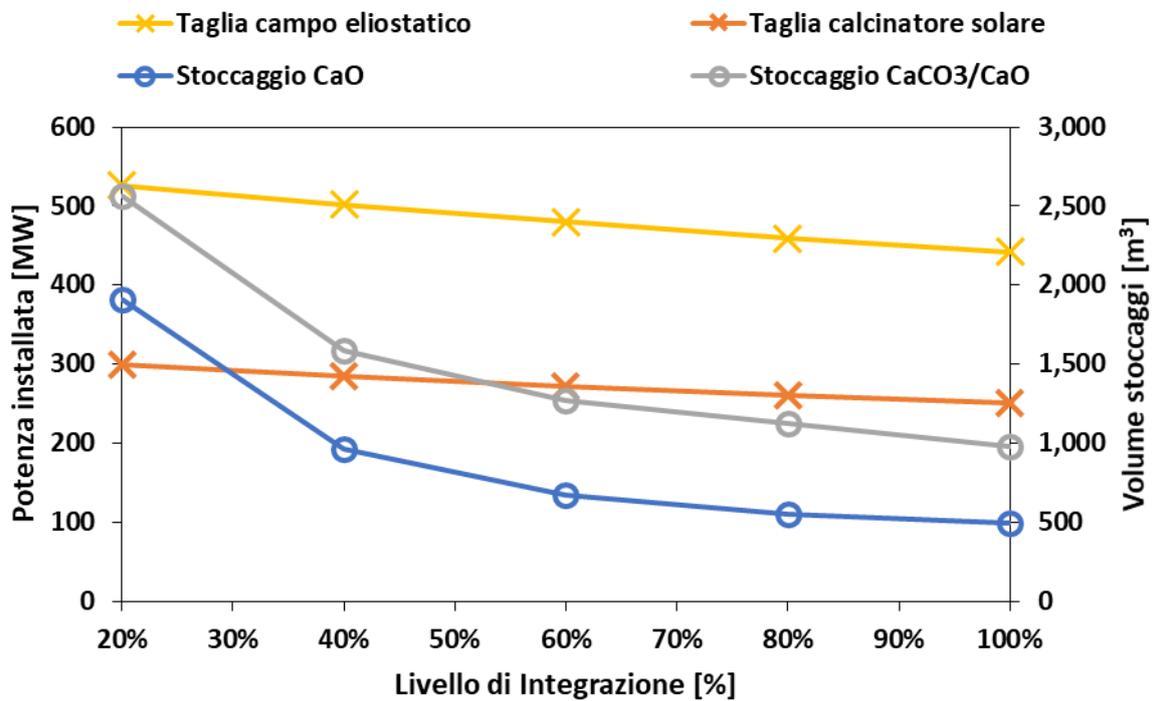


Figura 32 – Dimensionamento calcinatore solare e campo eliostatico per diversi livelli di integrazione

Tabella 17 – Consumo combustibile ed energia termica

Voce	Processo tradizionale	Cal solare IL 20%	Cal solare IL 40%	Cal solare IL 60%	Cal solare IL 80%	Cal solare IL 100%	U.M.
Produzione clinker media giornaliera	2,825	2,825	2,825	2,825	2,825	2,825	t/d
IL		20%	40%	60%	80%	100%	%
Consumo raw meal e additivi	49.8	42.0	34.1	26.1	18.0	9.8	kg/s
Consumo CaCO ₂ al CaL		7.9	16.0	24.1	32.3	40.6	kg/s
Forno clinker							
Consumo carbone	4.24	3.47	2.86	2.28	1.70	1.21	kg/s
Carbone pre-calciner	2.76	2.09	1.47	0.89	0.30	0.00	kg/s
Carbone rotatory kilin	1.48	1.39	1.39	1.39	1.40	1.21	kg/s
<i>Potere Calorifico Inferiore - Carbone</i>	27	27	27	27	27	27	MJ/kg
Consumo carbone	115	94	77	62	46	33	MW _{LOW}
Consumo specifico carbone	3,503	2,868	2,362	1,882	1,402	998	MJ _{LOW} /t _{clik}
Cal solare							
Consumo energia termica al calcinatore		2,391	2,281	2,180	2,084	2,009	MWh/d
Consumo energia termica al calcinatore		3,048	2,907	2,779	2,656	2,560	MJ _{LOW} /t _{clik}
<i>Efficienza campo eliostatico</i>		56.8%	56.8%	56.8%	56.8%	56.8%	%
Energia solare		4,210	4,016	3,839	3,669	3,537	MWh/d
Energia solare		5,366	5,117	4,892	4,675	4,508	MJ _{LOW} /t _{clik}

Tabella 18 – Consumo energia elettrica

Voce	Processo tradizionale	Cal solare IL 20%	Cal solare IL 40%	Cal solare IL 60%	Cal solare IL 80%	Cal solare IL 100%	U.M.
Forno clinker e sistema di cattura della CO₂							
Consumo totale lordo energia elettrica	15,493	21,489	21,272	21,039	20,800	20,614	KW _{el}
Consumo ausiliari cementificio	15,493	15,491	15,492	15,492	15,492	15,492	KW _{el}
Consumo compressione CO ₂		5,998	5,780	5,547	5,308	5,122	KW _{el}
Ciclo Rankine							
Produzione energia elettrica netta		-27,688	-21,867	-15,583	-9,140	-3,433	KW _{el}
Produzione lorda in turbina		-28,120	-22,208	-15,826	-9,283	-3,486	KW _{el}
Consumo pompa di circolazione		432	341	243	143	54	KW _{el}
Consumo totale netto energia elettrica	15,493	-6,199	-594	5,456	11,660	17,182	kW_{el}
Consumo specifico netto energia elettrica - en_{el}	474	-190	-18	167	357	525	MJ_{el}/t_{clik}

Tabella 19 – Consumi energia primaria

Voce	Processo tradizionale	Solar CC IL 20%	Solar CC IL 40%	Solar CC IL 60%	Solar CC IL 80%	Solar CC IL 100%	U.M.
Consumo carbone	2,749	2,251	1,853	1,477	1,100	783	MWh/d
Consumo netto energia elettrica	372	-149	-14	131	280	412	MWh _{el} /d
<i>Fattore conversione parco elettrico nazionale - η_{el}</i>	52%	52%	52%	52%	52%	52%	%
Consumo energia primaria da energia elettrica	715	-286	-27	252	538	793	MWh/d
Consumo energia termica al calcinatore solare		2,391	2,281	2,180	2,084	2,009	MWh/d
Consumo totale energia primaria	3,464	4,356	4,107	3,909	3,722	3,585	MWh/d
Consumo specifico energia primaria - q_{pp}	4,414	5,551	5,233	4,981	4,744	4,569	MJ/t_{clik}
<i>Carbone</i>	3,503	2,868	2,362	1,882	1,402	998	MJ/t _{clik}
<i>Energia elettrica</i>	911	-365	-35	321	686	1,011	MJ/t _{clik}
<i>Energia termica al calcinatore solare</i>		3,048	2,907	2,779	2,656	2,560	MJ/t _{clik}

Tabella 20 – Emissioni CO₂ e KPI

Voce	Processo tradizionale	Solar CC IL20%	Solar CC IL40%	Solar CC IL60%	Solar CC IL80%	Solar CC IL100%	U.M.
Emissioni dirette di CO ₂	27.6	2.2	1.8	1.3	0.8	0.3	kg _{CO2} /s
Emissioni dirette – e _{CO2}	845	68	54	39	24	9	kg _{CO2} /t _{clk}
<i>Fattore di emissione parco elettrico nazionale</i>	263.4	263.4	263.4	263.4	263.4	263.4	kg _{CO2} /MWh _d
Emissioni indirette di CO ₂	1.1	-0.5	0.0	0.4	0.9	1.3	kg _{CO2} /s
Emissioni indirette	35	-14	-1	12	26	38	kg _{CO2} /t _{clk}
Emissioni equivalenti totali CO ₂	28.8	1.8	1.7	1.7	1.6	1.6	kg _{CO2} /s
Emissioni specifiche equivalenti totali CO ₂ – e _{CO2,eq}	879	55	53	51	50	48	kg _{CO2} /t _{clk}
CO ₂ evitata specifica		825	23	22	21	21	kg _{CO2} /t _{clk}
CO ₂ catturato specifica		738	711	682	653	630	kg _{CO2} /t _{clk}
Efficienza di cattura della CO ₂ globale - E _{CO2,eq}		91.5%	93.0%	94.6%	96.5%	98.5%	%
Riduzione emissioni di CO ₂ – AC		93.8%	94.0%	94.2%	94.3%	94.6%	%
Consumo en. primaria per CO ₂ evitata – SPECCA		1.38	0.99	0.68	0.40	0.19	MJ/kg _{CO2}

Tabella 21 – Dimensionamento campo eliostatico e stoccaggi sorbente

Voce	Solar CC IL20%	Solar CC IL40%	Solar CC IL60%	Solar CC IL80%	Solar CC IL100%	U.M.
Ore di funzionamento giornaliero campo eliostatico	8	8	8	8	8	h
Ore di funzionamento giornaliero impianto produttivo	24	24	24	24	24	h
Calcinatore solare						
Consumo giornaliero energia termica	2,391	2,281	2,180	2,084	2,009	MWh/d
Taglia calcinatore solare	299	285	273	260	251	MW
Campo eliostatico						
Energia solare giornaliera	4,210	4,016	3,839	3,669	3,537	MWh/d
Taglia campo eliostatico	526	502	480	459	442	MW _{sol}
Irradianza media giornaliera	3,880	3,880	3,880	3,880	3,880	Wh/m ²
Dimensione campo eliostatico	1.09	1.03	0.99	0.95	0.91	km ²
Stoccaggio CaO						
Fabbisogno totale giornaliero CaO	10,353	5,019	3,458	2,817	2,492	t _{CaO} /d
Dimensione stoccaggio CaO	6,902	3,346	2,306	1,878	1,661	t _{CaO}
Dimensione stoccaggio CaO	1,909	963	674	554	493	m ³
Stoccaggio CaCO₃/CaO						
Fabbisogno totale giornaliero CaCO ₃ /CaO	12,541	7,077	5,420	4,690	4,047	t _{CaCO3/CaO} /d
Stoccaggio CaCO ₃ /CaO	8,361	4,718	3,613	3,126	2,698	t _{CaCO3/CaO}
Stoccaggio CaCO ₃ /CaO	2,564	1,586	1,270	1,124	982	m ³

4.1.2 Analisi economica

La stima dei costi, CAPEX e OPEX, è stata effettuata valutando i costi dovuti all'installazione ed al funzionamento dei principali componenti che compongono il sistema per diversi livelli di integrazione seguendo la procedura descritta al cap. 2. I costi riferiti al calcinatore solare, in particolare, sono stati calcolati considerando l'installazione di un calcinatore rotante con concentratore solare parabolico, tecnologia che ha raggiunto il maggior grado di maturazione, ed una taglia massima del componente di 55 MW_{th} [37].

Come indicato in Figura 29 la voci di costo che influiscono maggiormente sui costi di installazione sono: il CaL solare e l'impianto solare a concentrazione composto dal campo eliostatico e dalla torre del calcinatore.

In Tabella 24 si riportano, invece, i principali KPI economici stimati, nel dettaglio, il costo della CO₂ evitata varia tra un massimo di circa 62.4 €/t_{CO2} per un livello di integrazione del 20% ed un minimo di 52.6 €/t_{CO2} per un livello di integrazione del 100%.

I costi per la decarbonizzazione del processo produttivo, riferiti all'unità di prodotto, variano, invece, tra 51.5 €/t_{clk} per un livello di integrazione del 20% a 43.7 €/t_{clk} per un livello di integrazione del 100%.

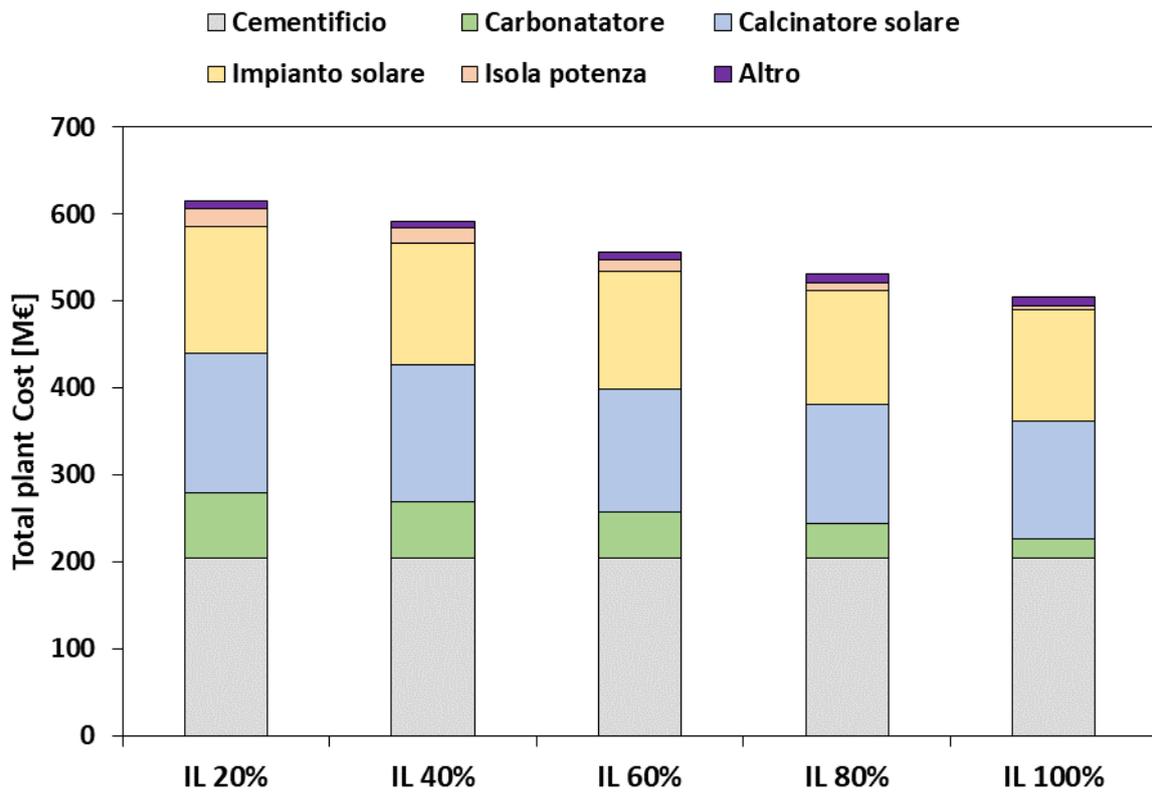


Figura 33 – Dettaglio Total Plant Cost, CAPEX.

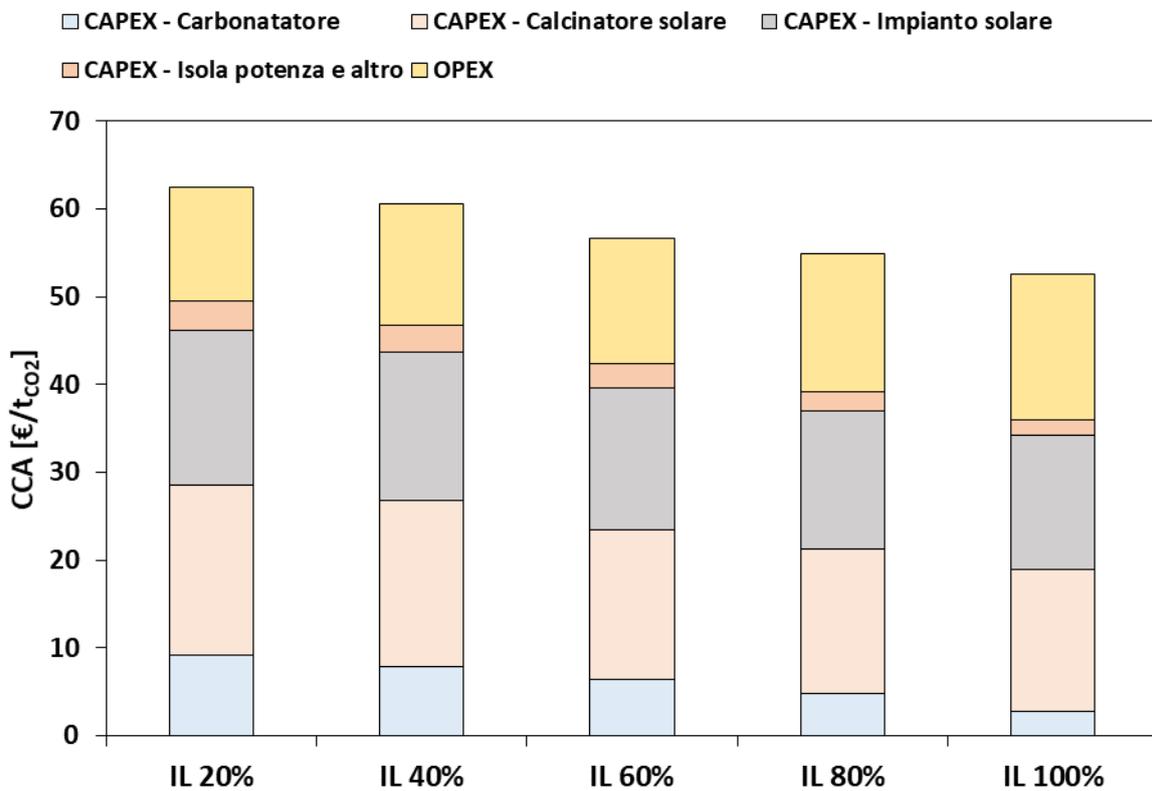


Figura 34 – Costo della CO₂ evitata

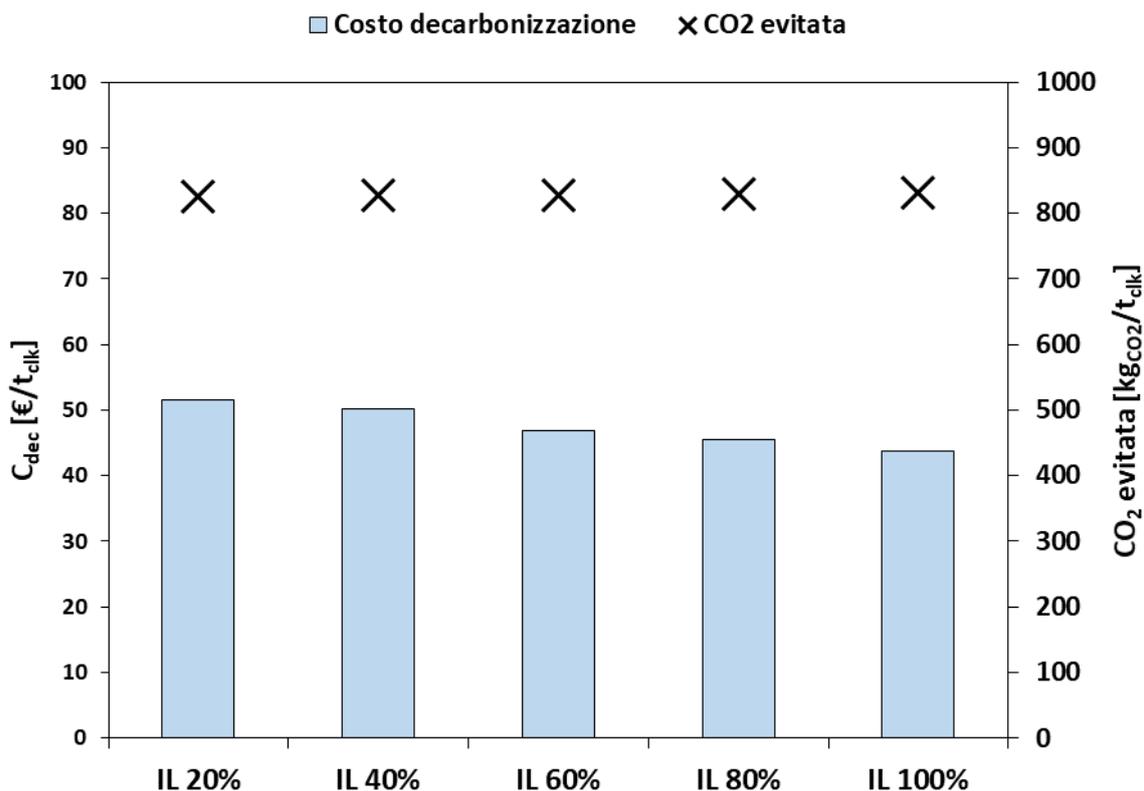


Figura 35 – Costi di decarbonizzazione

Tabella 22 – Dettaglio Total Plant Cost

Voce	IL 20%	IL 40%	IL 60%	IL 80%	IL 100%	U.M.
Cementificio	203,7	203,7	203,7	203,7	203,7	M€
CaL						
Carbonatore	75,8	65,8	53,8	39,8	23,5	M€
Calcinatore e CPC	161,0	156,8	140,8	137,3	134,6	M€
Scambiatori	3,3	2,2	1,8	1,6	1,6	M€
Solare a concentrazione						
Campo eliostatico	115,4	111,6	108,1	104,8	102,1	M€
Torre	30,0	28,7	27,6	26,5	25,7	M€
Rankine						
Turbina	9,9	8,4	6,6	4,6	2,3	M€
Gen. El.	3,1	2,5	1,8	1,1	0,4	M€
Pompa	0,09	0,08	0,06	0,04	0,02	M€
Condensatore	3,5	2,9	2,4	1,6	0,9	M€
Economizzatori	0,8	0,9	0,6	0,4	0,2	M€
Evaporatore	1,3	1,1	0,9	0,6	0,3	M€
Surriscaldatore	1,4	1,2	1,0	0,7	0,4	M€
Altro						
Compressione CO ₂	3,5	3,4	3,3	3,2	3,1	M€
Preparazione sorbente	1,9	3,0	4,0	4,9	5,7	M€
TOTALE	614,6	592,2	556,4	530,7	504,3	M€

Tabella 23 – Dettaglio OPEX

Voce	Processo tradizionale	IL 20%	IL 40%	IL 60%	IL 80%	IL 100%	U.M.
OPEX variabili tot	25,0	9,6	11,7	14,1	16,7	19,0	M€/anno
Consumo limestone	4,3	4,3	4,3	4,4	4,4	4,4	M€/anno
Consumo carbone	9,9	8,1	6,7	5,3	4,0	2,8	M€/anno
Consumo elettricità	9,7	-3,9	-0,4	3,4	7,3	10,8	M€/anno
Altri variabili O&M	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	M€/anno
OPEX fissi tot	19,6	45,0	43,7	41,6	40,1	38,6	M€/anno
Assicurazione e tasse	4,1	12,3	11,8	11,1	10,6	10,1	M€/anno
Manutenzione	5,1	15,4	14,8	13,9	13,3	12,6	M€/anno
Personale	6,0	7,2	7,2	7,2	7,2	7,2	M€/anno
Manodopera per manutenzione	2,0	6,1	5,9	5,6	5,3	5,0	M€/anno
Amministrazione	2,4	4,0	3,9	3,8	3,8	3,7	M€/anno
OPEX totali	44,6	54,6	55,4	55,7	56,8	57,6	M€/anno

Tabella 24 – Stima dei principali KPI economici

Voce	Simbolo	Senza CC	IL 20%	IL 40%	IL 60%	IL 80%	IL 100%	U.M.
Produzione clinker		2825	2825	2825	2825	2825	2825	t/giorno
Emissioni equivalenti totali CO ₂		879	55	53	51	50	48	kg _{CO2} /t _{clk}
CO ₂ evitata			825	827	828	829	832	kg _{CO2} /t _{clk}
CO ₂ catturata			738	711	682	653	630	kg _{CO2} /t _{clk}
Costo produzione clinker		67,6	119,1	117,7	114,6	113,1	111,4	€/t _{clk}
Costo CO₂ evitata	CCA		62,4	60,6	56,7	54,9	52,6	€/t_{CO2}
	CAPEX		49,6	46,7	42,4	39,2	36,0	€/t _{CO2}
	OPEX		12,9	13,9	14,3	15,6	16,6	€/t _{CO2}
Costo CO₂ catturata	C_{CO2,capt}		69,8	70,5	68,8	69,7	69,5	€/t_{CO2}
Costo decarbonizzazione	C_{dec}		51,5	50,1	46,9	45,5	43,7	€/t_{clk}

5 Riutilizzo della CO₂ catturata in processi Fisher-Tropsch

Le configurazioni descritte ed analizzate finora, permettono di effettuare una decarbonizzazione del processo produttivo tramite la cattura di anidride carbonica. Una volta catturata, per determinare un'effettiva riduzione delle emissioni, la CO₂ deve essere stoccata in adatte formazioni geologiche sotterranee, oppure può essere riutilizzata o riconvertita nella produzione di prodotti o composti sintetici [22]. I processi FT, in particolare, permettono la produzione di una diversa gamma di idrocarburi a differente peso molecolare e contenuto di carbonio: (i) nafta, idrocarburi a molecole con 5-10 atomi di carbonio; (ii) gasolio, idrocarburi a molecole con 11-19 atomi di carbonio; (iii) cera, idrocarburi a molecole con più di 20 atomi di carbonio. Il processo permette, inoltre, di favorire la resa di un tipo di prodotto rispetto ad un altro in base ai catalizzatori utilizzati, composizione del syngas in ingresso e condizioni operative (temperatura e pressione) [31], [32].

Nei paragrafi seguenti si effettua un'analisi energetico-economica per il riutilizzo della CO₂, per la produzione di idrocarburi sintetici tramite processo FT, proveniente da cattura tramite calcium looping nei casi studi analizzati in precedenza, ovvero:

- Cattura da cementificio: Tail End CaL con IL 20%.
- Cattura da cementificio: CaL Integrato, IL 100%.
- Cattura dal processo tradizionale di produzione dell'acciaio tramite ciclo integrato.
- Cattura dal processo alternativo di produzione dell'acciaio basato su riduzione diretta e forno elettrico ad arco.
- Cattura da processo secondario di produzione dell'acciaio basato sulla fusione e trattamento di rottami in forno elettrico ad arco.

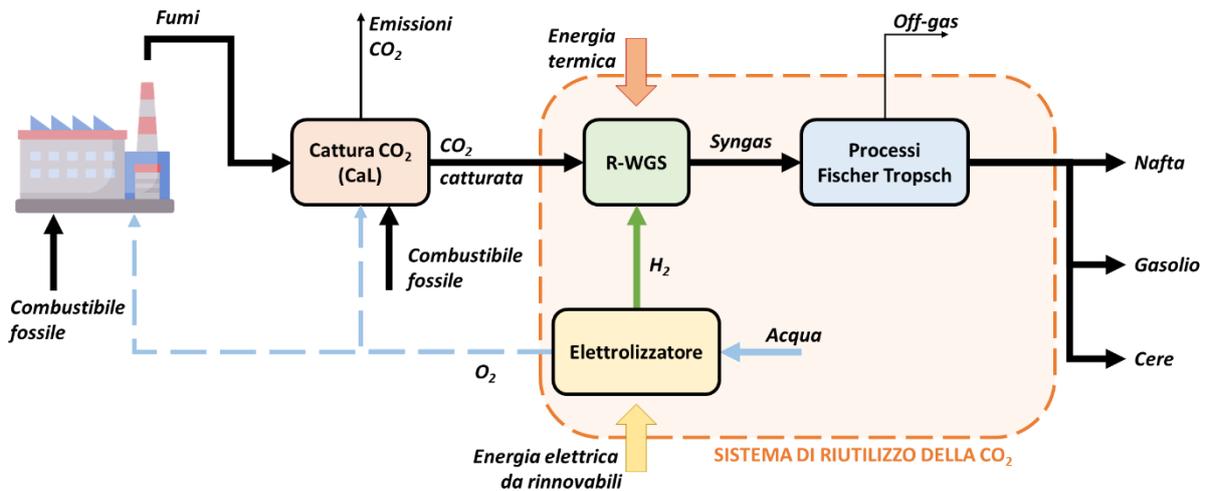


Figura 36 – Sintesi prodotti Fischer-Tropsch

5.1.1 Analisi energetica

Il bilancio di massa ed energia della sezione di riuso della CO₂ sono stati ottenuti tramite software commerciale Aspen PLUS v10.0. In Tabella 27 si riportano i consumi e la quantità di prodotti ottenuti considerando una quantità di CO₂ entrante pari a 119 t/h, corrispondente al caso studio di cattura da cementificio tramite CaL Integrato, i risultati possono essere quindi normalizzati per una quantità di riferimento di 1 t/h di CO₂ entrante e scalati per i vari casi studio considerati.

In Figura 33 e Tabella 25 si riportano lo schema di processo semplificato e principali condizioni operative del sistema modellato. La CO₂ proveniente dal sistema di cattura viene inviata ad un reformer a 800°C e pressione ambiente dove reagisce con idrogeno, prodotto da un elettrolizzatore alcalino, per produrre acqua e CO tramite la reazione di Reverse Water Gas Shift (R-WGS). La quantità di idrogeno fornita è tarata in modo da ottenere in uscita al reattore una miscela con rapporto H₂/CO uguale a 2. Il syngas ottenuto viene quindi raffreddato, condensato, compresso fino a 25 bar ed inviato al reattore Fischer-Tropsch funzionante a 25 bar

e 228 °C. I prodotti ottenuti sono quindi inviati a delle colonne di distillazione per suddividere i gas dai liquidi e suddividere il crudo nelle sue varie frazioni, nafta (C₅-C₁₀), gasolio (C₁₁-C₁₉) e cere (C₂₀₊). La frazione gassosa ottenuta dalla distillazione, off-gas, viene per il 90% ricircolata, aumentando la resa dei prodotti liquidi. Il 10% degli off-gas, viene invece inviata ad un bruciatore per evitare l'accumularsi di gas inerti nel sistema e per sopperire in parte al fabbisogno di energia termica per il reformer, il reattore FT e nelle colonne di distillaggio. La restante quota di energia termica necessaria al processo è fornita tramite l'invio di metano al combustore [31]. I processi FT sono stati modellati sfruttando il modello cinetico riportato da Marchese et. Al [31], [32], sviluppato per un catalizzatore Co-Pt/ γ Al₂O₃ per tener in conto del rateo di formazione dei vari prodotti.

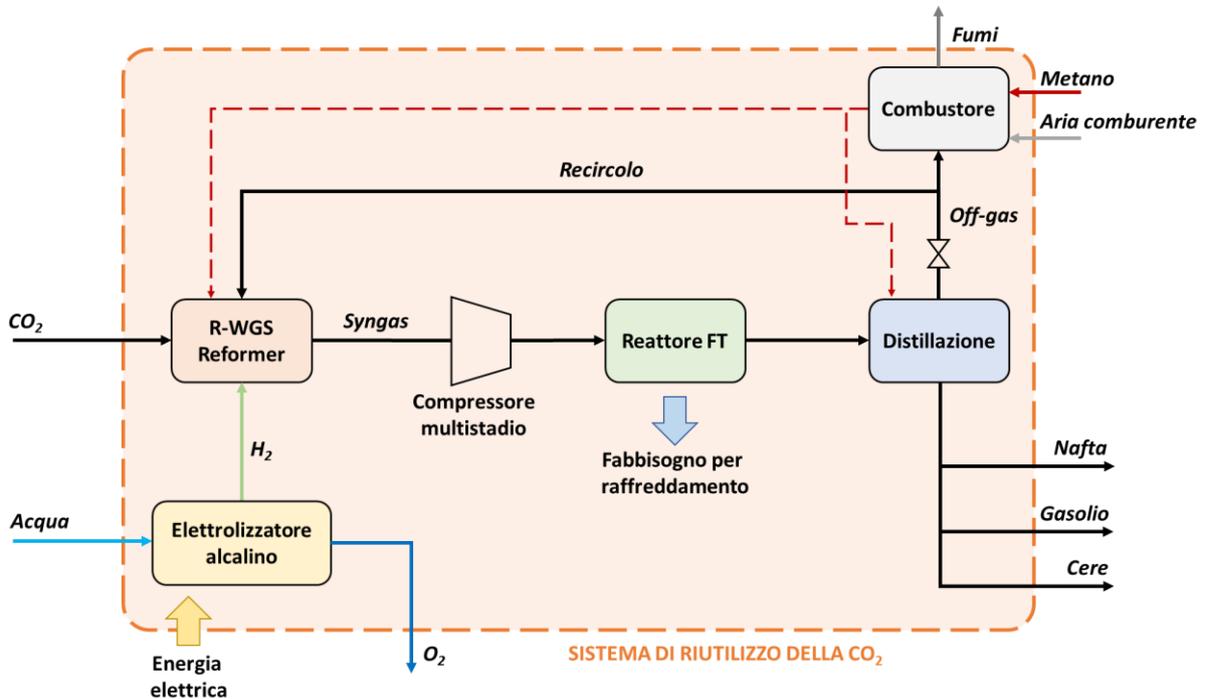


Figura 37 – Dettaglio schema sezione di riutilizzo della CO₂

Tabella 25 – Assunzioni principali utilizzate nella modellazione del sistema Fischer Tropsch [31]

Voce	Valore	U.M.
Pressione reattore FT	25	bar
Temperatura reattore FT	228	°C
Temperatura R-WGS Reformer	800	°C
Pressione R-WGS Reformer	1	bar
Rapporto H ₂ /CO in ingresso al reattore FT	2,0	-
Ricircolo off-gas al R-WGS Reformer	90%	%
Consumo specifico energia elettrica dell'elettrolizzatore alcalino	52	kWh _{el} /kg _{H2}
Consumo specifico acqua dell'elettrolizzatore alcalino	15	l _{H2O} /kg _{H2}

Infine, è stata individuata una apposita rete di scambiatori, di cui riportano in Figura 35 e Tabella 26 i dettagli, per ridurre il fabbisogno di energia termica e ottimizzare l'efficienza del sistema. In particolare, sono stati considerati i seguenti flussi e fonti di calore:

- **Syngas in uscita dal reformer**, che viene raffreddato da 800°C fino a temperatura ambiente 25°C;
- **Prodotto crudo in uscita dal reattore FT**, che viene raffreddato da 228°C fino a temperatura ambiente prima di essere inviato al separatore degli off-gas e le colonne di distillaggio;
- **Reattore FT**, che deve essere raffreddato per asportare il calore prodotto dalle reazioni esotermiche che avvengono all'interno e mantenerne la temperatura operativa intorno a 228°C;
- **Recircolo di off-gas**, che viene riscaldato da 25°C fino ad una temperatura più prossima possibile a 800°C prima di essere inviata al reformer;
- **Gas mix di CO₂ e H₂ in ingresso al reformer**, che viene riscaldato da 25°C fino a 800°C;
- **Gas in ingresso al reattore FT**, che esce dal compressore multistadio a circa 147°C e deve essere riscaldato fino a 228°C.

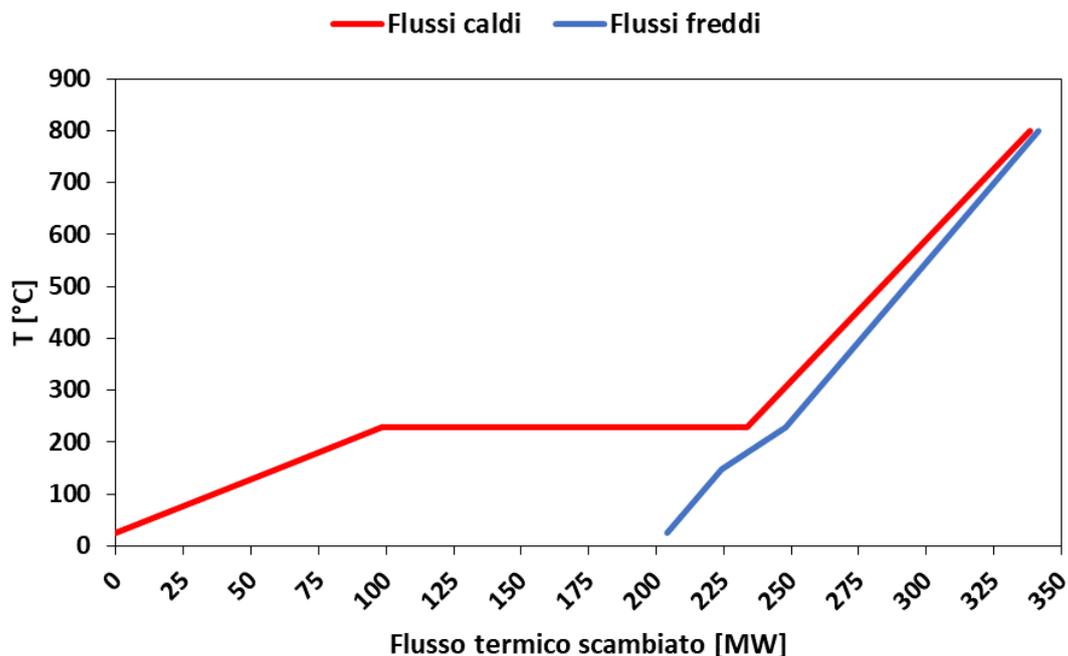


Figura 38 – Curve composite flussi sistema di riuso della CO₂

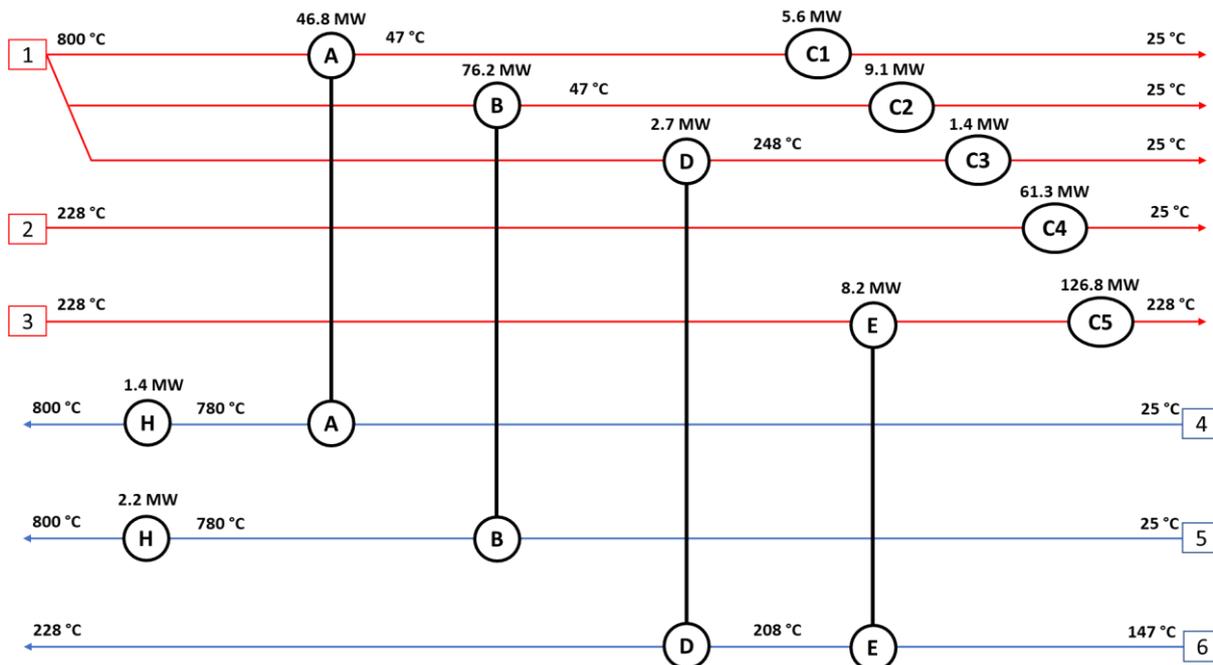


Figura 39 – Rete di scambiatori per il recupero interno di calore per il sistema di riuso della CO₂

Tabella 26 – Dettaglio flussi rete di scambiatori per il recupero interno di calore del sistema di riuso della CO₂

Flusso n°	Descrizione	Temperatura ingresso [°C]	Temperatura uscita [°C]	Portata [kg/s]	Flusso termico Ceduto/assorbito [kW]
1	Gas in uscita dal R-WGS Reformer	800,0	25,0	68	-142.003
2	Portata in uscita dal reattore FT	228,0	25,0	58	-61.264
3	Reattore FT	228,0	227,9	58	-134.990
4	Portata di ricircolo	25,0	800,0	30	48.191
5	Gas mix CO ₂ e H ₂ in ingresso al reformer	25,0	800,0	37	78.356
6	Gas in ingresso al reattore FT	147,0	228,0	58	10.916

5.1.1.1 Bilanci massa ed energia

In Figura 36 si riporta il dettaglio del fabbisogno di energia termica della sezione di riutilizzo della CO₂, nel dettaglio, la maggior parte dell’energia termica è richiesta al reformer per far avvenire la reazione endotermica di Reverse Water Gas Shift. Buona parte del calore necessario al sistema è, inoltre, soddisfatto dal recupero interno di calore e dalla combustione degli off-gas al combustore.

In riferimento ai flussi di carbonio, come mostrato in Figura 37, la CO₂ in ingresso al sistema, viene convertita per buona parte in nafta, gasolio e cere, ma una parte significativa viene riemessa in atmosfera nei fumi dalla combustione degli off-gas e del metano. Nel complesso è stata stimata una efficienza di conversione del carbonio, rapporto tra carbonio in uscita nei prodotti e carbonio totale in ingresso, del 84% e una efficienza netta di conversione della CO₂, rapporto tra carbonio in uscita nei prodotti e carbonio fornito nella CO₂, del 83,5%.

Come descritto nei paragrafi precedenti l’idrogeno necessario nei processi FT è ipotizzata fornita tramite un elettrolizzatore alcalino, ad oggi una delle tecnologie più mature per la produzione di idrogeno, che tuttavia richiede un consumo aggiuntivo di elettricità, la quale può comportare ulteriori emissioni di CO₂ se non proveniente da rinnovabili. Come si evince dalla Figura 38, in cui si riporta un confronto tra le emissioni totali, dirette ed indirette, del sistema di riuso della CO₂ e la quantità di CO₂ catturata ed evitata (con riferimento alla tecnologia di cattura da cementifici CaL integrato), è necessario che l’energia elettrica utilizzata provenga

da fonti di energia a basse emissioni di CO₂, rinnovabili, per evitare emissioni indirette eccessive. Utilizzando, infatti, energia elettrica da rete, le emissioni indirette sarebbero tali da comportare delle emissioni maggiori di CO₂ rispetto alla CO₂ catturata.

In Tabella 27 e Tabella 28 si riporta, infine, il bilancio dettagliato di materia ed energia ed i principali KPI energetici stimati. L'efficienza totale del sistema risulta essere, in particolare, di circa il 45% e il fabbisogno di energia primaria risulta essere di circa 18 MJ per kg di CO₂ convertita.

Considerando le applicazioni del CaL al settore del cemento e dell'acciaio, sono state considerate le configurazioni di carbon capture a minor SPECCA: e per ognuna è stata effettuato un confronto tra i consumi di energia e le emissioni di CO₂ del processo produttivo tradizionale e processo circolare con cattura (con CaL) e riutilizzo della CO₂ (processi FT), di cui si riportano in Figura 39 - Figura 42 e Tabella 27 - Tabella 30 i principali risultati ottenuti.

Il consumo netto di energia primaria stimato del sistema circolare aumenta notevolmente, il rapporto di consumo tra il processo circolare e processo tradizionale risulta essere di 1.9 (cattura da EAF) fino a 6.0 (cattura da cementificio con CaL Tail End), di cui la maggior parte dei consumi sono relativi al consumo di energia elettrica da rinnovabile per la produzione di idrogeno, a fronte di una forte riduzione totale delle emissioni di CO₂ dal 48% (cattura da EAF) fino a 81% circa (cattura da cementificio con CaL Tail End).

È stato quindi definito un ultimo KPI, rappresentativo del consumo netto di energia primaria per quantità di CO₂ evitata e convertita, che risulta essere compreso tra 33 MJ/kg_{CO2} (cattura da BF+BOF) a 22 MJ/kg_{CO2} (cattura da cementificio tramite CaL integrato).

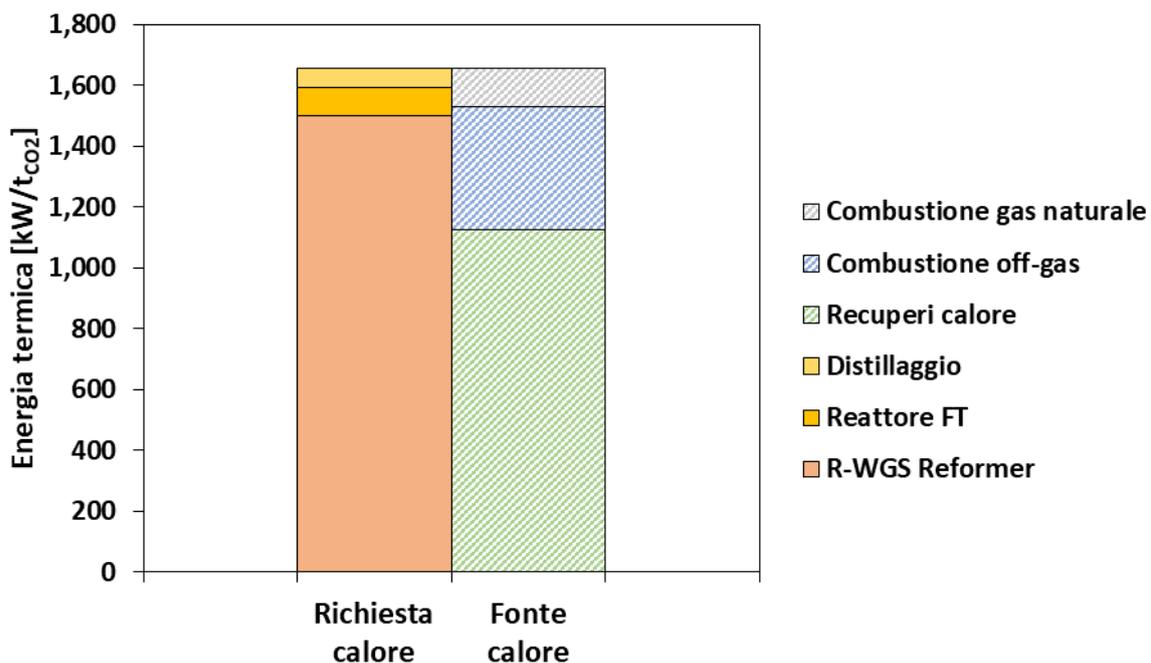


Figura 40 – Fabbisogno termico del sistema di riutilizzo della CO₂

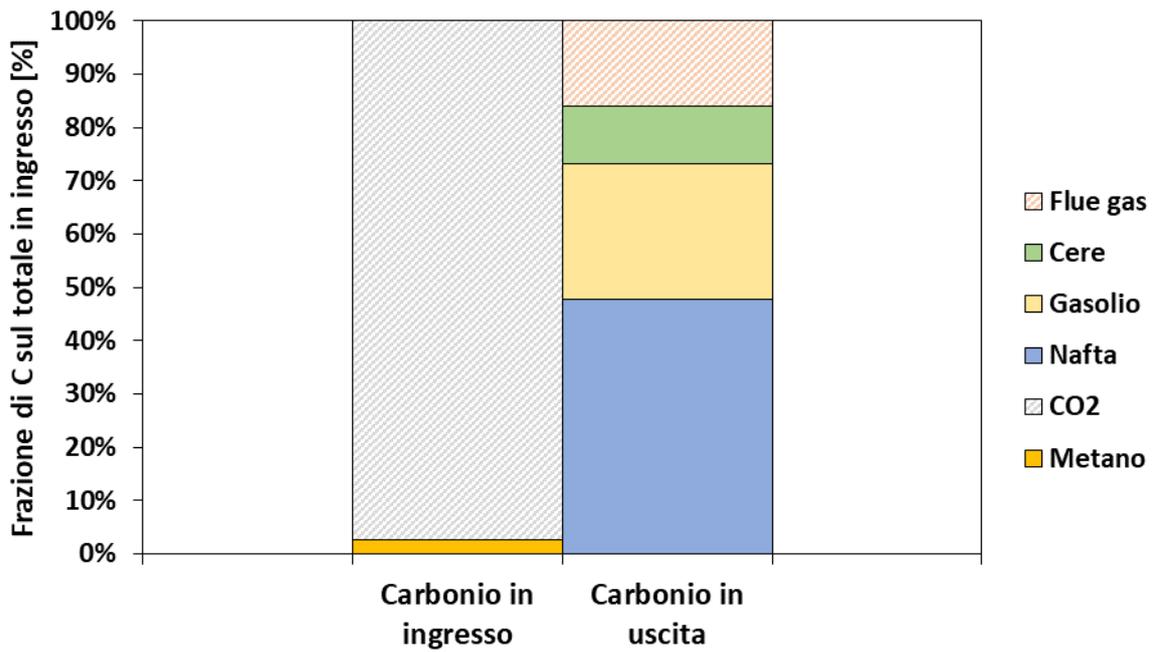


Figura 41 – Bilancio del carbonio in ingresso ad in uscita al sistema di riutilizzo della CO₂, in tratteggiato si evidenzia la frazione di C in fase gassosa

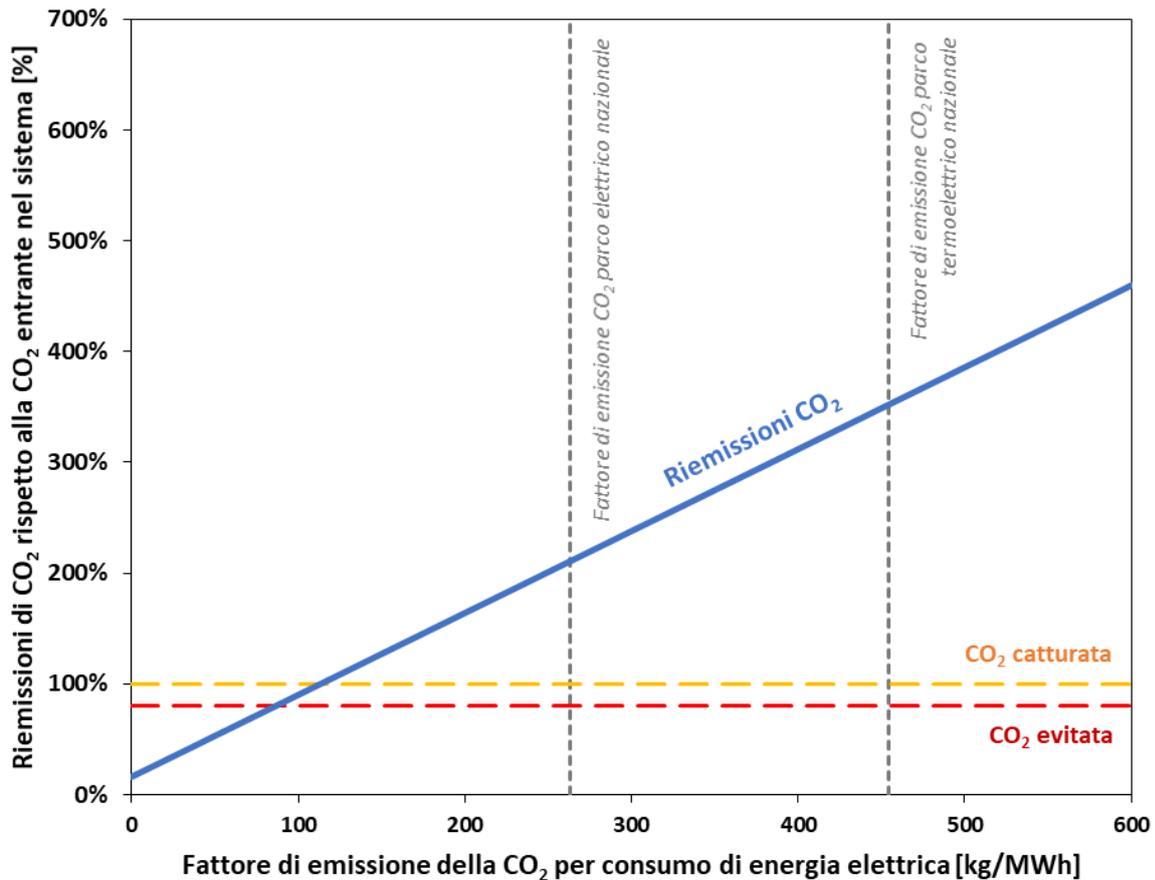


Figura 42 – Variazione delle emissioni di CO₂ dovute al sistema di riutilizzo della CO₂ all'aumentare del fattore di emissione dell'energia elettrica consumata; le linee tratteggiate orizzontali evidenziano i livelli di CO₂ catturata in ingresso al sistema di riutilizzo e di CO₂ evitata

Tabella 27 – Bilancio di massa ed energia sezione di riutilizzo della CO₂ con processo Fischer-Tropsch

Voce	Riferimento	Cementificio CaL Integrato	U.M.
Consumo CO ₂	1	119	t/h
Consumo H ₂	134	15,912	kg/h
Consumo metano	10	1,178	kg/h
	<i>PCI CH₄</i>	<i>50</i>	<i>MJ/kg</i>
Consumo metano	-138	-16,372	kW _{LHV}
Consumo Energia elettrica	7,389	879,162	kW
	<i>Elettrolizzatore alcalino</i>	<i>6,954</i>	<i>kW</i>
	<i>Compressore multistadio</i>	<i>435</i>	<i>kW</i>
Fabbisogno per raffreddamento	-2,109	-250,919	kW
	<i>Reattore FT</i>	<i>-1,066</i>	<i>kW</i>
	<i>Condensatore</i>	<i>-137</i>	<i>kW</i>
	<i>Compressore multistadio</i>	<i>-329</i>	<i>kW</i>
	<i>Altro</i>	<i>-577</i>	<i>kW</i>
Consumo acqua all'elettrolizzatore alcalino	2,006	238,686	l/h
Produzione di idrocarburi totale	3,382	402,350	kW_{LHV}
	<i>Produzione Nafta</i>	<i>158</i>	<i>kg/h</i>
	<i>Produzione Gasolio</i>	<i>83</i>	<i>kg/h</i>
	<i>Produzione Cere</i>	<i>35</i>	<i>kg/h</i>
Produzione ossigeno da elettrolizzatore	1,061	126,296	kg/h
Emissione CO ₂ da processi di combustione	165	19,580	kg/h
CO ₂ convertita netta	835	99,402	kg/h
Bilancio energia primaria	4.1	493.2	MW
	<i>Gas naturale</i>	<i>0.1</i>	<i>MW</i>
	<i>Energia elettrica da rinnovabili</i>	<i>7.4</i>	<i>MW</i>
	<i>Produzione idrocarburi</i>	<i>-3</i>	<i>MW</i>

Tabella 28 – Principali KPIs energetici della sezione di riutilizzo della CO₂

Voce	Valore	U.M.
Efficienza di conversione del carbonio	84.0%	%
Efficienza di conversione della CO ₂	83.5%	%
Efficienza totale	45%	%
Consumo netto di energia primaria per CO ₂ convertita	18	MJ/kg _{CO2}

Cattura da cementifici e riutilizzo della CO₂ con processo Fischer Tropsch

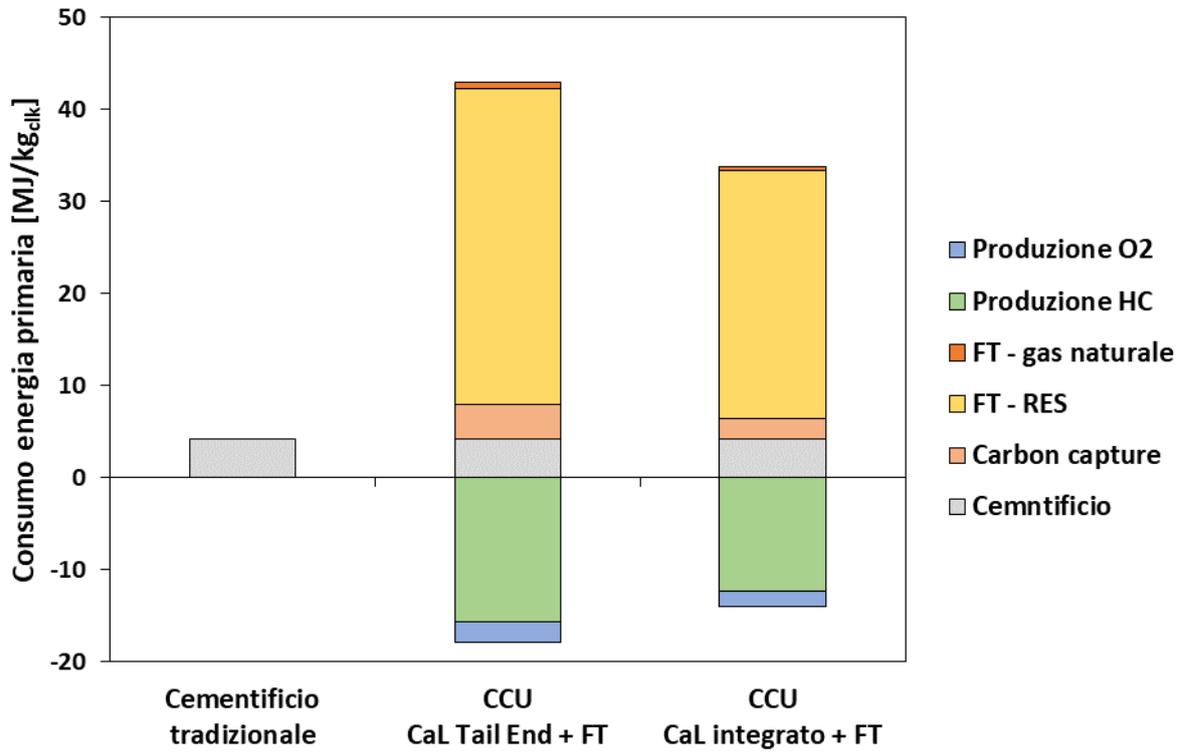


Figura 43 – Confronto tra consumi di energia primaria tra sistema tradizionale e sistema CCU

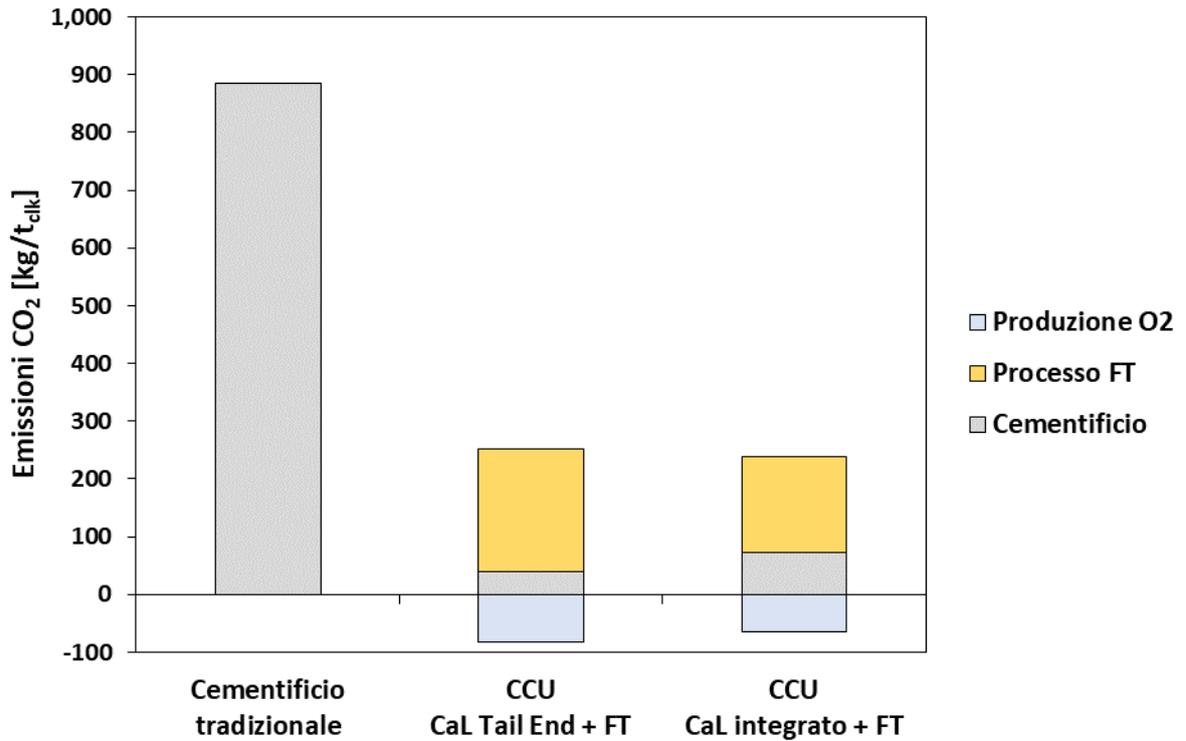


Figura 44 – Confronto delle emissioni di CO₂ tra sistema tradizionale e sistema CCU

Tabella 29 – Bilancio di massa ed energia del sistema CCU

Voce	Cementificio tradizionale	CCU CaL Tail End + FT	CCU CaL integrato + FT	U.M.
Produzione clinker	118	118	118	t_{clik}/h
Emissioni CO₂ equivalenti totali	886	170	175	kg_{CO2}/t_{clik}
<i>Cementificio</i>	886	39	73	kg _{CO2} /t _{clik}
<i>Processo FT</i>		213	166	kg _{CO2} /t _{clik}
<i>Produzione O₂</i>		-82	-64	kg _{CO2} /t _{clik}
Consumo energia primaria	4.19	25.08	19.88	MJ/kg_{clik}
<i>Cementificio</i>	4.19	4.19	4.19	MJ/kg _{clik}
<i>Sistema di cattura della CO₂</i>		3.77	2.28	MJ/kg _{clik}
<i>FT - gas naturale</i>		0.64	0.50	MJ/kg _{clik}
<i>FT - RES</i>		34.35	26.89	MJ/kg _{clik}
<i>Produzione idrocarburi</i>		-15.72	-12.31	MJ/kg _{clik}
<i>Produzione O₂</i>		-2.14	-1.68	MJ/kg _{clik}
Sistema di cattura della CO₂				
Riduzione delle emissioni di CO ₂		95.6%	91.8%	%
Rapporto di CO ₂ catturata su CO ₂ evitata		1.52	1.25	-
SPECCA		4.4	2.8	MJ/kg
CO₂ evitata		100	96	t/h
CO₂ catturata		152	119	t/h
Consumo aggiuntivo di energia primaria		123	75	MW_{LHV}
Riuso della CO₂ con processo Fischer Tropsch				
Efficienza di conversione della CO ₂		83.5%	83.5%	%
Produzione O ₂		1,271	1,271	kg _{CO2} /t _{CO2}
Consumo specifico di gas naturale		0.59	0.59	MJ/kg _{CO2}
Consumo specifico di energia elettrica da RES		31.8	31.8	MJ/kg _{CO2}
CO ₂ convertita		127	99.42	t _{CO2} /h
CO ₂ emessa al bruciatore		25	20	t _{CO2} /h
Consumo di energia primaria		1,144	896	MW_{LHV}
<i>Gas naturale</i>		21	16	MW _{LHV}
<i>Energia elettrica da rinnovabili</i>		1,123	879	MW _{LHV}
Produzione di Idrocarburi		514	402	MW_{LHV}
<i>Nafta</i>		24.0	18.8	t/h
<i>Gasolio</i>		12.6	9.9	t/h
<i>Cere</i>		5.4	4.2	t/h
Produzione O₂		161	126	t_{CO2}/h

Tabella 30 – KPIs energetici del sistema CCU

Voce	CaL Tail End + FT	CaL integrato + FT	U.M.
Riduzione totale delle emissioni di CO ₂ – ACC _{CCU}	81%	80%	%
Rapporto di consumo energia primaria – R _{en,CCU}	6.0	4.7	-
Consumo di energia primaria per CO ₂ evitata e convertita - SPECCA _{CCU}	29.2	22.1	MJ/kg _{CO2}

Cattura da acciaierie e riutilizzo della CO₂ con processo Fischer Tropsch

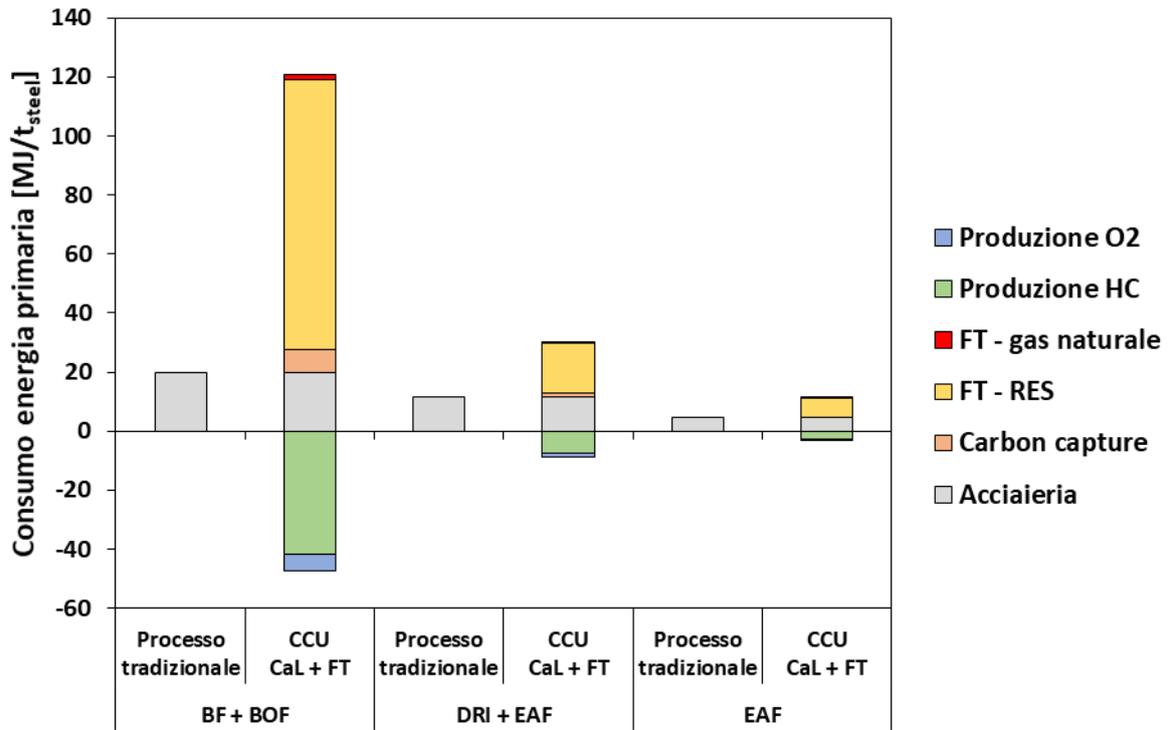


Figura 45 - Confronto tra consumi di energia primaria tra sistema tradizionale e sistema CCU

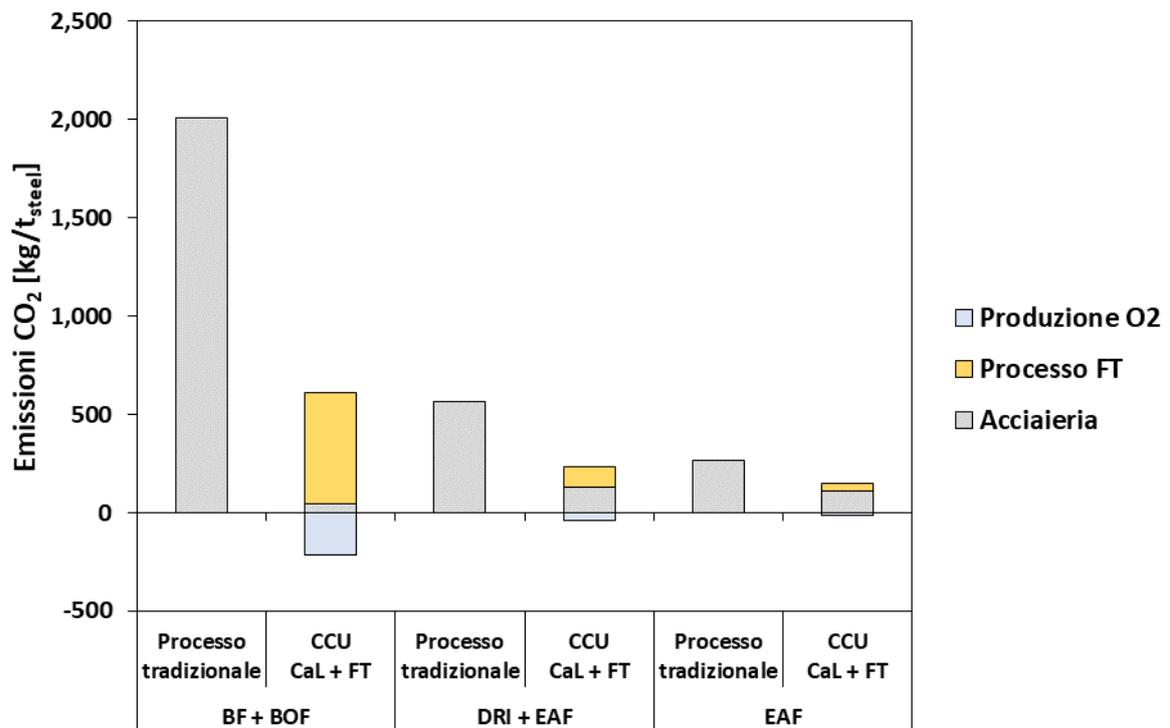


Figura 46 - Confronto delle emissioni di CO₂ tra sistema tradizionale e sistema CCU

Tabella 31 – Bilancio di massa ed energia sistema CCU

Voce	BF + BOF		DRI + EAF		EAF		U.M.
	Processo trad.	CCU Cal. + FT	Processo trad.	CCU Cal. + FT	Processo trad.	CCU Cal. + FT	
Produzione acciaio	680	680	355	355	81	81	t_{IS}/h
Emissioni CO₂ equivalenti totali	2,009	394	563	192	265	137	kg_{CO2}/t_{steel}
<i>Acciaieria</i>	2,009	46	563	127	265	113	kg _{CO2} /t _{steel}
<i>Processo FT</i>		564		104		39	kg _{CO2} /t _{steel}
<i>Produzione O₂</i>		-217		-40		-15	kg _{CO2} /t _{steel}
Consumo energia primaria	20	73	12	21	5	8	MJ/t_{steel}
<i>Acciaieria</i>	19.85	19.85	11.53	11.53	4.66	4.66	MJ/t _{steel}
<i>Sistema di cattura di CO₂</i>		7.85		1.47		0.02	MJ/t _{steel}
<i>FT - gas naturale</i>		1.70		0.31		0.12	MJ/t _{steel}
<i>FT - RES</i>		91.20		16.87		6.26	MJ/t _{steel}
<i>Produzione HC</i>		-41.74		-7.72		-2.86	MJ/t _{steel}
<i>Produzione O₂</i>		-5.69		-1.05		-0.39	MJ/t _{steel}
Sistema di cattura della CO₂							
Riduzione delle emissioni di CO ₂		97.7%		77.4%		57.3%	%
Rapporto di CO ₂ catturata su CO ₂ evitata SPECCA		1.75		1.45		1.58	-
		4.0		3.4		0.1	MJ/kg
CO₂ evitata		1,334		155		12	t/h
CO₂ catturata		2,330		225		19	t/h
Consumo aggiuntivo di energia primaria		1,482		145		0.4	MW_{LHV}
Riuso della CO₂ con processo Fischer Tropsch							
Efficienza di conversione della CO ₂		83.5%		83.5%		83.5%	%
Produzione O ₂		1,271		1,271		1,271	kg _{CO2} /t _{CO2}
Consumo specifico di gas naturale		0.59		0.59		0.59	MJ/kg _{CO2}
Consumo specifico di energia elettrica da RES		31.8		31.8		31.8	MJ/kg _{CO2}
CO₂ convertita		1,947		188		15.9	t_{CO2}/h
CO₂ emessa al bruciatore		383		37		3.1	t_{CO2}/h
Consumo di energia primaria		17,537		1,693		143	MW_{LHV}
<i>Gas naturale</i>		321		31		3	MW _{LHV}
<i>RES</i>		17,216		1,663		140	MW _{LHV}
Produzione di Idrocarburi		7,879		761		64	MW_{LHV}
<i>Nafta</i>		367.4		35.5		3.0	t/h
<i>Gasolio</i>		193.8		18.7		1.6	t/h
<i>Cere</i>		82.1		7.9		0.7	t/h
Produzione O₂		2,473		239		20	t_{CO2}/h

Tabella 32 – KPIs del sistema CCU

Voce	BF + BOF	DRI + EAF	EAF	U.M.
Riduzione totale delle emissioni di CO ₂ – ACC _{CCU}	80%	66%	48%	%
Rapporto di consumo energia primaria – R _{en,CCU}	3.7	1.9	1.7	-
Consumo di energia primaria per CO ₂ evitata e convertita – SPECCA _{CCU}	33.0	26.6	24.5	MJ/kg _{CO2}

5.1.2 Analisi economica

Considerando i bilanci di massa ed energia delle cinque configurazioni relative ai settori del cemento e acciaio riportati al paragrafo precedente, è stata effettuata un’analisi economica, di cui si riportano di seguito i principali risultati ottenuti. La stima dei costi, CAPEX e OPEX, è stata effettuata valutando i costi dovuti all’installazione ed al funzionamento dei principali componenti del sistema seguendo la procedura descritta al cap. 2.

La stima dei costi operativi è stata effettuata considerando i costi della CO₂ catturata nelle diverse configurazioni e considerando un costo dell’energia elettrica da origine rinnovabile dato da costo da rete (78.5 €/MWh) con garanzia di origine (0.82 €/MWh). In Tabella 33 si riportano le principali assunzioni utilizzate nel calcolo degli OPEX.

In Tabella 36 si riportano i principali risultati ottenuti tramite l’analisi economica. I costi di decarbonizzazione, dovuti all’integrazione del sistema di cattura e riutilizzo della CO₂ risultano essere di 386-490 €/t_{clik} per produzione del cemento, mentre per la produzione di acciaio variano tra 117 e 1,061 €/t_{Liq.Steel}. Il costo della CO₂ evitata e convertita stimato varia da un minimo di 543 €/t_{CO2} (Cemento CaL integrato) fino ad un massimo di 914 €/t_{CO2} (Acciaio EAF). Come viene mostrato in Figura 43 e Figura 44, la voce di costo principale è il costo di produzione dell’Idrogeno, dovuto agli alti consumi di energia elettrica da fonte rinnovabile dell’elettrolizzatore.

In Figura 46 e Figura 47, si riporta, infine una analisi di sensibilità sul costo della CO₂ convertita e della CO₂ evitata e convertita al variare del costo della CO₂ catturata e del costo dell’energia elettrica da rinnovabile. Entrambi i parametri, influiscono sui costi finali della CO₂ convertita, tuttavia un aumento dei costi dell’energia elettrica influisce direttamente sui costi di produzione di idrogeno, che è voce di costo principale, comportando quindi un forte aumento del costo finale della CO₂ evitata e convertita.

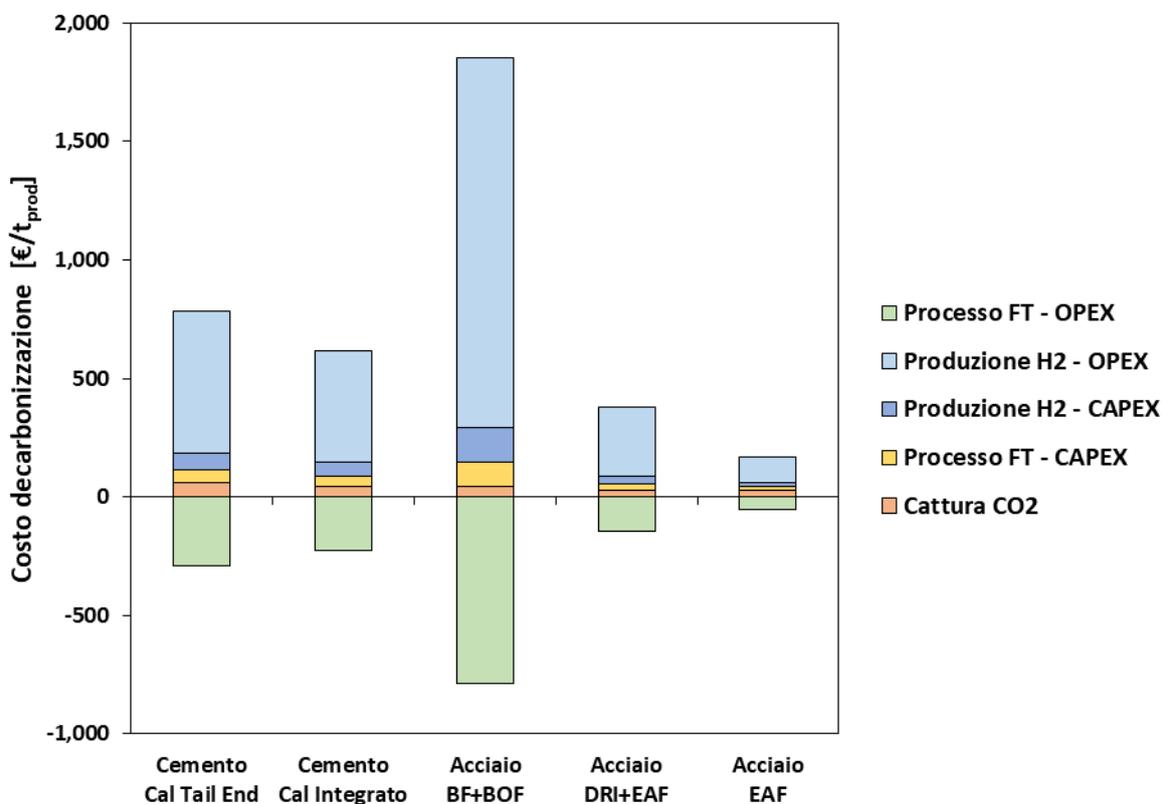


Figura 47 – Costo di decarbonizzazione con cattura e riutilizzo della CO₂, considerando vendita degli idrocarburi sintetici a prezzo di mercato

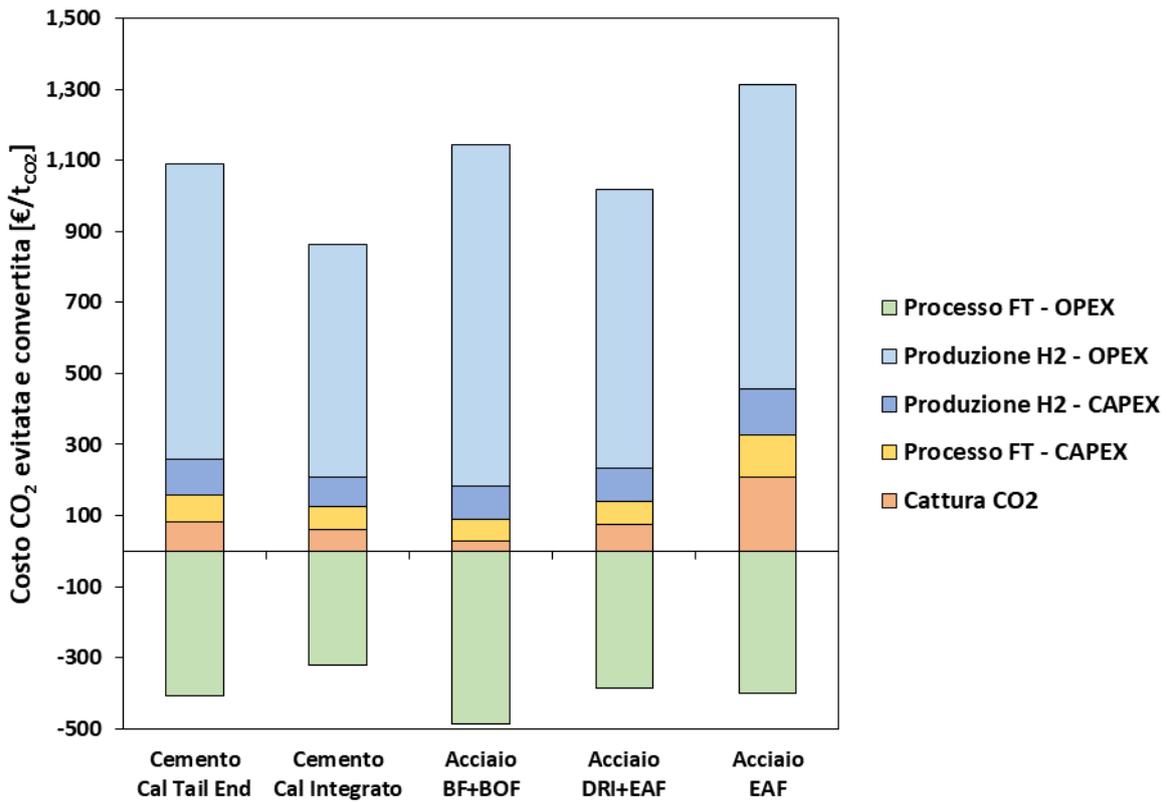


Figura 48 – Costo della CO2 evitata e convertita

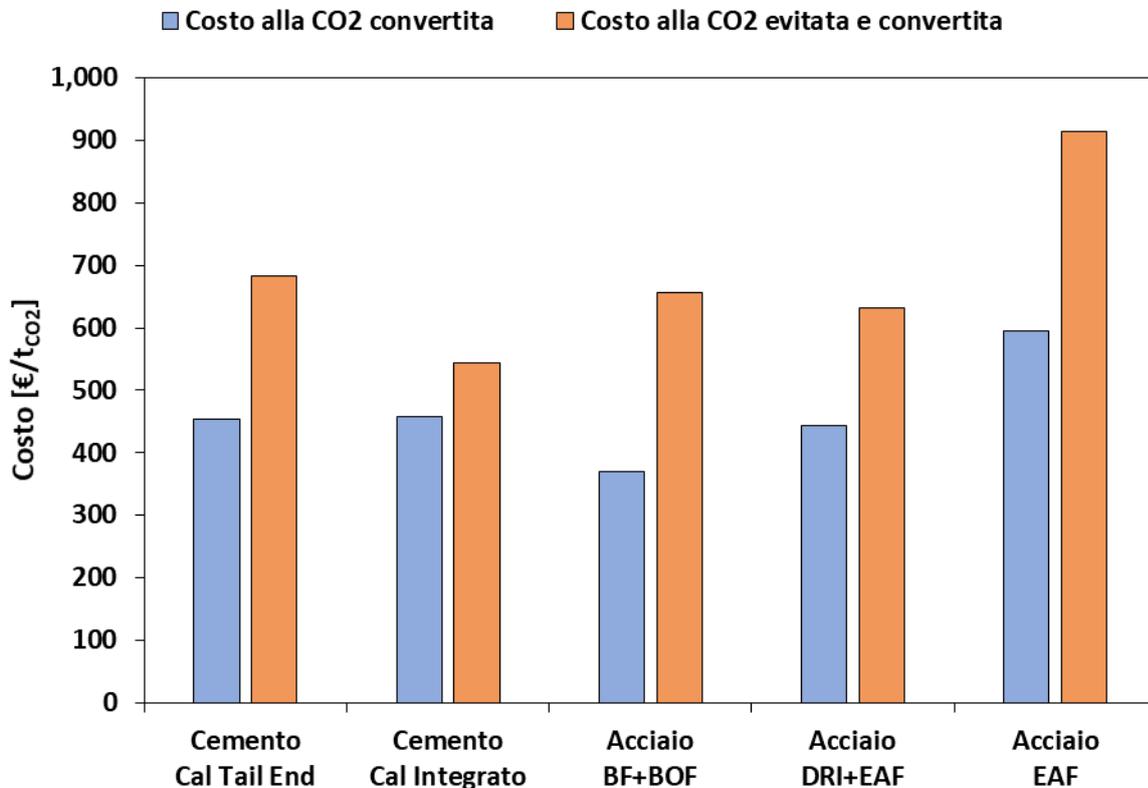


Figura 49 – Confronto tra costo alla CO2 convertita e CO2 evitata e convertita

Tabella 33 – Principali assunzioni per il calcolo degli OPEX riferiti alla sezione di riuso della CO₂

Voce	Cemento - Cal Tail End	U.M.	Rif.
OPEX variabili			
Costo energia elettrica con Garanzia di Origine	79.32	€/MWh	[43]
Costo gas naturale	22.65	€/MWh	[42]
Costo acqua di processo	2	€/m ³	[57]
Costo CO ₂ catturata			
Cemento Tail End	45.4	€/t _{CO2}	Report anno 2
Cemento Cal Integrato	43.5	€/t _{CO2}	Report anno 2
Acciaio ciclo integrale (BF+BOF)	13.3	€/t _{CO2}	Report anno 2
Acciaio riduzione diretta e EAF (DRI+ EAF)	43.3	€/t _{CO2}	Report anno 2
Acciaio EAF con rottami (EAF)	112.8	€/t _{CO2}	Cap.3
Prodotti			
Nafta	0.27	€/l	[57]
Gasolio	0.52	€/l	[57]
Cere	2.5	€/kg	[57]
Ossigeno	0.15	€/kg	[57]
OPEX fissi			
O&M	3%		[31]
Sostituzione elettrolizzatore	27%	% CAPEX	[31]
<i>Frequenza sostituzione</i>	10	% CAPEX el.	[31]
Sostituzione catalizz. Reformer	1%	<i>anni</i>	[31]
<i>Frequenza sostituzione</i>	3	% CAPEX ref	[31]
Sostituzione catalizz. FT	1%	<i>anni</i>	[31]
<i>Frequenza sostituzione</i>	3	% CAPEX FT	[31]

Tabella 34 – Dettaglio Total Plant Cost, sezione di riutilizzo della CO₂

Voce	Cemento Cal Tail End	Cemento Cal Integrato	Acciaio BF+BOF	Acciaio DRI+EAF	Acciaio EAF	U.M.
Elettrolizzatore	541	434	6,402	772	82	M€
Reattore FT	192	150	2,942	284	24	M€
RWGS Reformer	127	109	751	164	33	M€
Compressore	19	16	125	25	5	M€
Combustore	9	7	85	12	2	M€
Distillaggio	3	2	20	4	1	M€
Scambiatori calore	50	43	256	63	14	M€
TDC totale	942	762	10,581	1,325	161	M€

Voce	Cemento Cal Tail End	Cemento Cal Integrato	Acciaio BF+BOF	Acciaio DRI+EAF	Acciaio EAF	U.M.
OPEX variabili	287.3	223.1	3,806.1	421.4	46.1	M€/anno
<i>Costo energia elettrica</i>	712.5	557.8	10,922.0	1,054.7	89.1	M€/anno
<i>Costo gas naturale</i>	3.8	3.0	58.1	5.6	0.5	M€/anno
<i>Costo CO2 catturata</i>	55.2	41.4	248.6	77.9	17.1	M€/anno
<i>Costo acqua di processo</i>	4.9	3.8	74.8	7.2	0.6	M€/anno
<i>Produzione nafta</i>	-95.3	-74.6	-1,460.2	-141.0	-11.9	M€/anno
<i>Produzione gasolio</i>	-93.2	-72.9	-1,428.3	-137.9	-11.6	M€/anno
<i>Produzione cere</i>	-107.1	-83.9	-1,641.8	-158.5	-13.4	M€/anno
<i>Produzione Ossigeno</i>	-193.6	-151.5	-2,967.1	-286.5	-24.2	M€/anno
OPEX fissi	53.92	43.51	614.72	76.14	8.94	M€/anno
<i>O&M - H2</i>	22.08	17.70	261.19	31.49	3.36	M€/anno
<i>O&M - FT</i>	16.34	13.39	170.50	22.57	3.19	M€/anno
<i>Sostituzione elettrolizzatore</i>	14.43	11.57	170.71	20.58	2.20	M€/anno
<i>Sostituzione catalizzatore reformer</i>	0.42	0.36	2.50	0.55	0.11	M€/anno
<i>Sostituzione catalizzatore reattore FT</i>	0.64	0.50	9.81	0.95	0.08	M€/anno
OPEX totali	461	364	5,769	666	76	M€/anno

Tabella 36 – Principali KPIs economici della sezione di riutilizzo della CO₂

Voce	Cemento Cal Tail End	Cemento Cal Integrato	Acciaio BF+BOF	Acciaio DRI+EAF	Acciaio EAF	U.M.
Ore funz. Annu	7,998	7,998	7,998	7,998	7,998	h/anno
CO ₂ evitata e convertita	84	84	1,098	132	10	t _{CO2} /h
CO ₂ convertita	127	99	1,947	188	16	t _{CO2} /h
Produzione (Clinkler/Liquid Steel)	118	118	680	355	81	t/h
Costo alla CO₂ convertita	454	457	371	443	595	€/t_{CO2}
Costo alla CO₂ evitata e convertita	684	543	657	632	914	€/t_{CO2}
Costo decarbonizzazione	490	386	1,061	235	117	€/t_{prod}

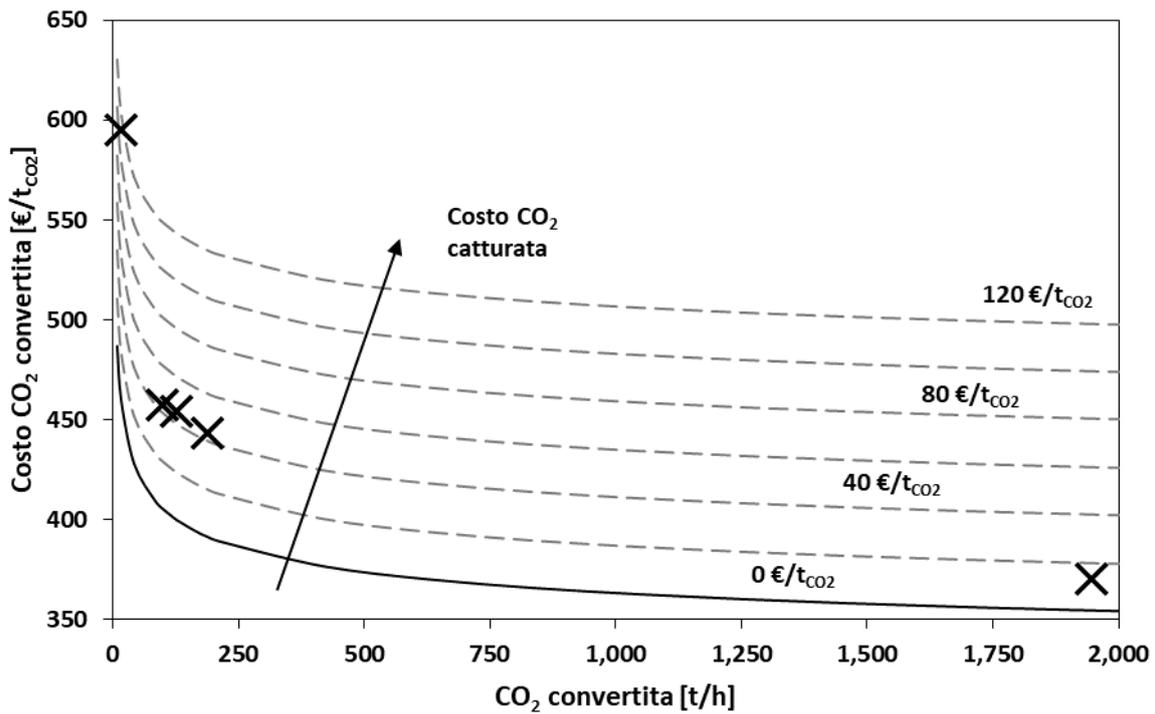


Figura 50 – Variazione del costo della CO₂ convertita in base alla taglia dell’impianto FT e del costo della CO₂ catturata. In evidenza le cinque configurazioni analizzate nel dettaglio.

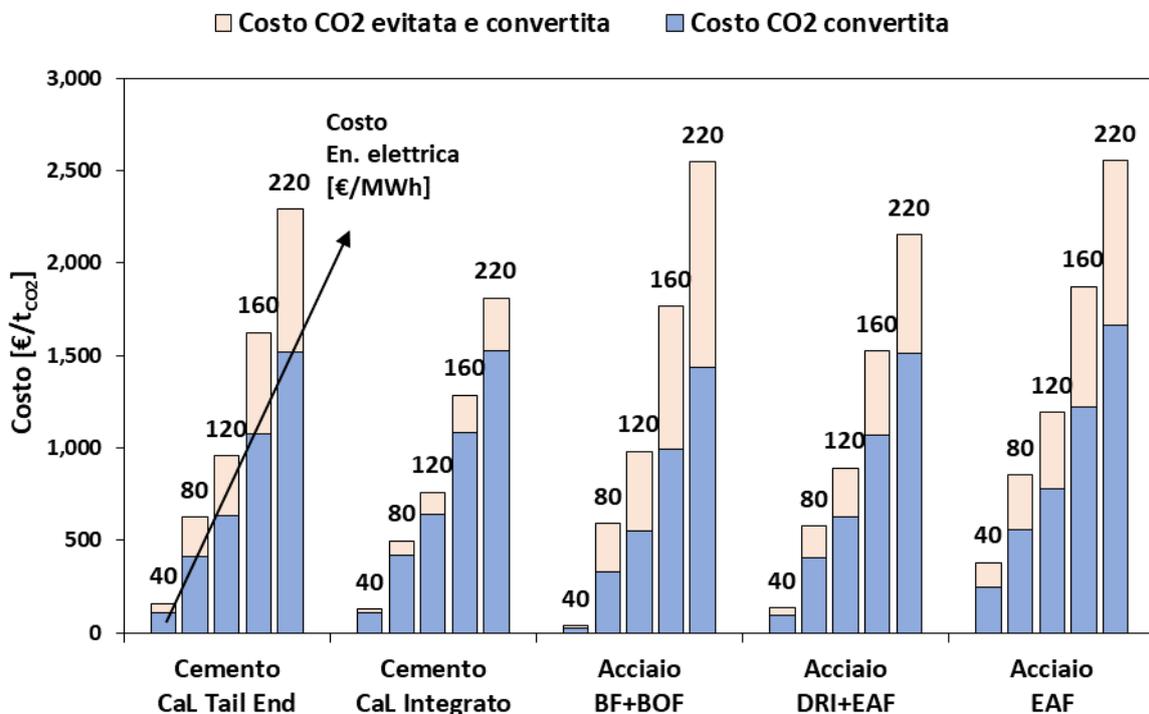


Figura 51 – Variazione del costo della CO₂ convertita e della CO₂ evitata e convertita al variare del prezzo dell’energia elettrica da rinnovabile

6 Conclusioni

I processi di produzione dell'acciaio e del cemento sono caratterizzati da elevati consumi di energia ed emissioni di CO₂. L'applicazione del CaL, utilizzata come tecnologia di cattura, permette di ridurre notevolmente le emissioni di CO₂ a fronte di un incremento dei consumi di energia primaria, che viene però compensato da una produzione aggiuntiva di energia elettrica.

In relazione al processo industria siderurgica, in questo rapporto è stata studiata l'applicazione del CaL al processo di produzione dell'acciaio tramite fusione e raffinazione di rottami in forno elettrico ad arco. Rispetto al processo tradizionale basato su altoforno e convertitore ad ossigeno, tale processo presenta emissioni specifiche di CO₂ minori, partendo infatti già da rottami, il processo non richiede una fase di riduzione degli ossidi di ferro che rappresenta, altrimenti, lo step più energivoro ed emissivo del processo di produzione dell'acciaio. In questo caso, quindi, il fabbisogno di energia è principalmente dovuto al processo di fusione e ossidazione delle eventuali impurità presenti nei rottami ed è inoltre in buona parte già fornito con energia elettrica, che non determina emissioni dirette di CO₂.

Per questa speciale applicazione, il processo CaL può essere integrato come processo di cattura della CO₂ presente negli off-gas del EAF. L'utilizzo di un ciclo Rankine per il recupero di cascami termici permette, inoltre, il recupero dell'energia termica e chimica presente negli off-gas, aumentando così la resa di energia elettrica e compensando ulteriormente il consumo aggiuntivo di combustibile necessario per la cattura della CO₂. L'indice di SPECCA stimato per questa applicazione risulta variare tra 4.2 e 0.1 MJ/kg_{CO2} a seconda della quantità di energia termica e chimica degli off-gas recuperata nel ciclo Rankine. Il costo della CO₂ evitata è stimato, invece, tra 250 e 178 €/t_{CO2}.

Tramite l'utilizzo di un calcinatore solare, il processo di cattura con CaL può essere integrato con un impianto a concentrazione, in tal modo l'energia necessaria per effettuare la cattura della CO₂ da fumi industriali viene fornita interamente da energia solare. È stato quindi analizzata l'integrazione di un tale sistema ibrido con un cementificio tradizionale ipotizzando diversi gradi di integrazione tra il CaL ed il processo produttivo. L'indice di SPECCA stimato per tali applicazioni varia tra 1.4 MJ/kg_{CO2} (IL 20%) e 0.2 (IL 100%) MJ/kg_{CO2} e richiede l'installazione di un campo eliostatico di dimensioni comprese tra 1.1 km² (IL 20%) e 0.9 km² (IL 100%), considerando un valore di irradianza media giornaliera di 3,880 Wh/m² e un'efficienza media complessiva dell'impianto solare a concentrazione del 56.8%. In questo caso, i costi della CO₂ evitata sono stati stimati tra circa 62 €/t_{CO2} e 53 €/t_{CO2}.

È interessante notare come i costi di cattura della CO₂ stimati siano ormai spesso paragonabili o inferiori ai costi dei crediti delle emissioni di CO₂, che durante gli ultimi anni sono aumentati in maniera costante arrivando a raggiungere un prezzo di 96 €/t_{CO2}. Tali prezzi dei crediti di CO₂ potrebbero, quindi, sollecitare le aziende ad attuare processi di decarbonizzazione spinta del loro processo produttivo ed eventualmente anche all'applicazione di tecnologie di cattura della CO₂.

La CO₂, una volta catturata dai fumi industriali tramite le tecnologie di cattura, deve essere stoccata nel sottosuolo in particolari formazioni geologiche, oppure riutilizzata in qualche processo produttivo o riconvertita in composti e idrocarburi sintetici. La seconda opzione, chiamata Carbon Capture and Utilization, ha il vantaggio di non richiedere la realizzazione di infrastrutture per il trasporto e lo stoccaggio della CO₂ e potrebbe favorire lo sviluppo di un'economia circolare del carbonio. La riconversione del carbonio per la realizzazione di idrocarburi sintetici richiede, tuttavia un consumo elevato di idrogeno, che deve necessariamente essere prodotto con energia elettrica di origine rinnovabile per evitare emissioni indirette di CO₂ troppo eccessive.

È stata quindi effettuata anche un'analisi per il riutilizzo della CO₂ tramite processi Fischer-Tropsch per la produzione di idrocarburi sintetici (nafta, gasolio e cere). Il processo decarbonizzato tramite cattura e successivo riutilizzo della CO₂ permette una riduzione di circa l'80 % delle emissioni per tutte le applicazioni studiate con eccezione dei casi di cattura dai processi di produzione dell'acciaio basati su riduzione diretta con successiva raffinazione in EAF (66%) e fusione di rottami in EAF (48%), a fronte di un consumo netto di energia primaria per CO₂ evitata (SPECCA_{CCU}) compreso tra 33 MJ/kg_{CO2} e 24.5 MJ/kg_{CO2}, di cui la maggior parte sottoforma di energia elettrica da fonte rinnovabile. Il costo alla CO₂ evitata e convertita è stimato

compreso tra 543 €/t_{CO2} (cattura da cementificio tramite CaL integrato) e 914 €/t_{CO2} (cattura con CaL da EAF e successiva conversione della CO₂).

Visti i risultati ottenuti, analisi future sulla decarbonizzazione dei processi produttivi del cemento e dell'acciaio potrebbero ampliare lo spettro di indagine per includere anche le seguenti tematiche:

- Ottimizzazione energetica del processo CaL di cattura della CO₂, massimando, ad esempio la produzione di energia elettrica nell'impianto di recupero termico tramite un'analisi di ottimo di alcuni parametri di funzionamento del ciclo Rankine e confrontando il ciclo ottimizzato con altre soluzioni più innovative, ad esempio ciclo Rankine supercritico o ciclo Brayton a CO₂ supercritica.
- Completare le analisi su circolarità del carbonio, confrontando i risultati ottenuti per il riuso della CO₂ tramite processi di Fischer-Tropsch con altri possibili processi come metanazione o produzione di metanolo, e confrontando infine i costi e i consumi di energia ottenuti con lo stoccaggio della CO₂, che prevede una fase di trasporto e pompaggio.

7 Riferimenti bibliografici

- [1] “Iron and Steel Technology Roadmap: Towards more sustainable steelmaking.” IEA, Accessed: Apr. 16, 2021. [Online]. Available: <https://www.iea.org/reports/iron-and-steel-technology-roadmap>.
- [2] I.- International Energy Agency and I. - International Energy Agency, “Technology Roadmap: Low-Carbon Transition in the Cement Industry.” Accessed: Apr. 16, 2021. [Online]. Available: <https://www.iea.org/reports/technology-roadmap-low-carbon-transition-in-the-cement-industry>.
- [3] “World Steel in Figures,” *world steel association*, 2020. <https://www.worldsteel.org/steel-by-topic/statistics/World-Steel-in-Figures.html>.
- [4] J. Blamey, E. J. Anthony, J. Wang, and P. S. Fennell, “The calcium looping cycle for large-scale CO₂ capture,” *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 36, no. 2, pp. 260–279, 2010, doi: 10.1016/j.pecs.2009.10.001.
- [5] E. De Lena *et al.*, “Techno-economic analysis of calcium looping processes for low CO₂ emission cement plants,” *Int. J. Greenh. Gas Control*, vol. 82, no. October 2018, pp. 244–260, 2019, doi: 10.1016/j.ijggc.2019.01.005.
- [6] S. Stendardo and I. Luisetto, “Potenziale di mitigazione delle emissioni di CO₂ attraverso la cattura, il riuso e la rimozione del carbonio dall’aria: applicazione di tecnologie a basse emissioni di CO₂ a industrie energivore,” *Enea*, 2019.
- [7] M. C. Romano *et al.*, “Process simulation of Ca-looping processes: Review and guidelines,” *Energy Procedia*, vol. 37, no. i, pp. 142–150, 2013, doi: 10.1016/j.egypro.2013.05.095.
- [8] C. C. Dean, J. Blamey, N. H. Florin, M. J. Al-Jeboori, and P. S. Fennell, “The calcium looping cycle for CO₂ capture from power generation, cement manufacture and hydrogen production,” *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 89, no. 6, pp. 836–855, 2011, doi: 10.1016/j.cherd.2010.10.013.
- [9] J. C. Abanades, E. J. Anthony, J. Wang, and J. E. Oakey, “Fluidized bed combustion systems integrating CO₂ capture with CaO,” *Environ. Sci. Technol.*, vol. 39, no. 8, pp. 2861–2866, 2005, doi: 10.1021/es0496221.
- [10] X. Zhang and Y. Liu, “Performance assessment of CO₂ capture with calcination carbonation reaction process driven by coal and concentrated solar power,” *Appl. Therm. Eng.*, vol. 70, no. 1, pp. 13–24, 2014, doi: 10.1016/j.applthermaleng.2014.04.072.
- [11] R. Zhai, C. Li, J. Qi, and Y. Yang, “Thermodynamic analysis of CO₂ capture by calcium looping process driven by coal and concentrated solar power,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 117, pp. 251–263, 2016, doi: 10.1016/j.enconman.2016.03.022.
- [12] I. Martínez *et al.*, “Review and research needs of Ca-Looping systems modelling for post-combustion CO₂ capture applications,” *Int. J. Greenh. Gas Control*, vol. 50, pp. 271–304, 2016, doi: 10.1016/j.ijggc.2016.04.002.
- [13] C. Hawthorne, M. Trossmann, P. Galindo Cifre, A. Schuster, and G. Scheffknecht, “Simulation of the carbonate looping power cycle,” *Energy Procedia*, vol. 1, no. 1, pp. 1387–1394, 2009, doi: 10.1016/j.egypro.2009.01.182.
- [14] I. Martínez, R. Murillo, G. Grasa, and J. C. Abanades, “Integration of a Ca Looping System for CO₂ Capture in Existing Power Plants,” *AIChE J.*, vol. 59, no. 4, pp. 215–228, 2012, doi: 10.1002/aic.
- [15] C. Ortiz, J. M. Valverde, R. Chacartegui, L. A. Perez-Maqueda, and P. Giménez, “The Calcium-Looping (CaCO₃/CaO) process for thermochemical energy storage in Concentrating Solar Power plants,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 113, no. June, p. 109252, 2019, doi: 10.1016/j.rser.2019.109252.

- [16] S. Michalski, D. P. Hanak, and V. Manovic, "Techno-economic feasibility assessment of calcium looping combustion using commercial technology appraisal tools," *J. Clean. Prod.*, vol. 219, pp. 540–551, 2019, doi: 10.1016/j.jclepro.2019.02.049.
- [17] E. Commission, "A Clean Planet for all - A European strategic long-term vision for a prosperous, modern, competitive and climate neutral economy," 2018. https://knowledge4policy.ec.europa.eu/publication/depth-analysis-support-com2018-773-clean-planet-all-european-strategic-long-term-vision_en (accessed Jan. 26, 2022).
- [18] P. Levi, T. Vass, H. Mandová, and A. Gouy, "Cement Analysis- IEA," *IEA*, 2020. <https://www.iea.org/reports/cement>.
- [19] M. G. Plaza, S. Martínez, and F. Rubiera, "CO₂ Capture, Use, and Storage in the Cement Industry: State of the Art and Expectations," *Energies*, vol. 13, no. 21, p. 5692, 2020, doi: 10.3390/en13215692.
- [20] A. Carpentar, "CO₂ abatement in the iron and steel industry," *IEA Clean Coal Cent.*, 2012, [Online]. Available: www.elsevier.com/locate/enconman.
- [21] D. A. Chisalita, L. Petrescu, P. Cobden, H. A. J. (Eric. van Dijk, A. M. Cormos, and C. C. Cormos, "Assessing the environmental impact of an integrated steel mill with post-combustion CO₂ capture and storage using the LCA methodology," *J. Clean. Prod.*, vol. 211, pp. 1015–1025, 2019, doi: 10.1016/j.jclepro.2018.11.256.
- [22] Iea, "Putting CO₂ to Use Creating value from emissions," 2019.
- [23] H. Mikulčić *et al.*, "Flexible Carbon Capture and Utilization technologies in future energy systems and the utilization pathways of captured CO₂," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 114, no. January, 2019, doi: 10.1016/j.rser.2019.109338.
- [24] J. Gorre, F. Ruoss, H. Karjunen, J. Schaffert, and T. Tynjälä, "Cost benefits of optimizing hydrogen storage and methanation capacities for Power-to-Gas plants in dynamic operation," *Appl. Energy*, vol. 257, Jan. 2020, doi: 10.1016/J.APENERGY.2019.113967.
- [25] J. Gorre, F. Ortloff, and C. van Leeuwen, "Production costs for synthetic methane in 2030 and 2050 of an optimized Power-to-Gas plant with intermediate hydrogen storage," *Appl. Energy*, vol. 253, p. 113594, Nov. 2019, doi: 10.1016/J.APENERGY.2019.113594.
- [26] J. Baier, G. Schneider, and A. Heel, "A cost estimation for CO₂ reduction and reuse by methanation from cement industry sources in Switzerland," *Front. Energy Res.*, vol. 6, no. FEB, p. 5, Feb. 2018, doi: 10.3389/FENRG.2018.00005/BIBTEX.
- [27] G. Butera, S. H. Jensen, and L. R. Clausen, "A novel system for large-scale storage of electricity as synthetic natural gas using reversible pressurized solid oxide cells," *Energy*, vol. 166, pp. 738–754, Jan. 2018, doi: 10.1016/J.ENERGY.2018.10.079.
- [28] E. Rozzi, F. D. Minuto, A. Lanzini, and P. Leone, "Green Synthetic Fuels: Renewable Routes for the Conversion of Non-Fossil Feedstocks into Gaseous Fuels and Their End Uses," *Energies 2020, Vol. 13, Page 420*, vol. 13, no. 2, p. 420, Jan. 2020, doi: 10.3390/EN13020420.
- [29] P. Tian, Y. Wei, M. Ye, and Z. Liu, "Methanol to olefins (MTO): From fundamentals to commercialization," *ACS Catal.*, vol. 5, no. 3, pp. 1922–1938, Mar. 2015, doi: 10.1021/ACSCATAL.5B00007/SUPPL_FILE/CS5B00007_SI_001.PDF.
- [30] M. J. Bos, S. R. A. Kersten, and D. W. F. Brilman, "Wind power to methanol: Renewable methanol production using electricity, electrolysis of water and CO₂ air capture," *Appl. Energy*, vol. 264, p. 114672, Apr. 2020, doi: 10.1016/J.APENERGY.2020.114672.
- [31] M. Marchese, G. Buffo, M. Santarelli, and A. Lanzini, "CO₂ from direct air capture as carbon feedstock for Fischer-Tropsch chemicals and fuels: Energy and economic analysis," *J. CO₂ Util.*, vol. 46, p. 101487, 2021, doi: 10.1016/j.jcou.2021.101487.

- [32] M. Marchese, S. Chesta, M. Santarelli, and A. Lanzini, “Techno-economic feasibility of a biomass-to-X plant: Fischer-Tropsch wax synthesis from digestate gasification,” *Energy*, vol. 228, p. 120581, Aug. 2021, doi: 10.1016/j.energy.2021.120581.
- [33] D. Demailly and P. Quirion, “European Emission Trading Scheme and competitiveness: A case study on the iron and steel industry,” *Energy Econ.*, vol. 30, no. 4, pp. 2009–2027, Jul. 2008, doi: 10.1016/J.ENERCO.2007.01.020.
- [34] “Emission Trading europeo — Italiano.” <https://www.isprambiente.gov.it/it/servizi/registro-italiano-emission-trading/contesto/emission-trading-europeo> (accessed Feb. 15, 2022).
- [35] “Sistema per lo scambio delle quote di emissione dell’UE (ETS UE).” https://ec.europa.eu/clima/eu-action/eu-emissions-trading-system-eu-ets_it (accessed Feb. 15, 2022).
- [36] E. De Lena *et al.*, “Process integration study of tail-end Ca-Looping process for CO₂ capture in cement plants,” *Int. J. Greenh. Gas Control*, vol. 67, no. October, pp. 71–92, 2017, doi: 10.1016/j.ijggc.2017.10.005.
- [37] U. Tesio, E. Guelpa, and V. Verda, “Integration of thermochemical energy storage in concentrated solar power. Part 1: Energy and economic analysis/optimization,” *Energy Convers. Manag. X*, vol. 6, no. March, p. 100039, 2020, doi: 10.1016/j.ecmx.2020.100039.
- [38] J. Uebbing, L. Rihko-Struckmann, S. Sager, and K. Sundmacher, “CO₂ methanation process synthesis by superstructure optimization,” *J. CO₂ Util.*, vol. 40, p. 101228, Sep. 2020, doi: 10.1016/J.JCOU.2020.101228.
- [39] K. Im-orb, L. Simasatitkul, and A. Arpornwichanop, “Techno-economic analysis of the biomass gasification and Fischer–Tropsch integrated process with off-gas recirculation,” *Energy*, vol. 94, pp. 483–496, Jan. 2016, doi: 10.1016/J.ENERGY.2015.11.012.
- [40] R. U. Dietrich *et al.*, “Cost calculations for three different approaches of biofuel production using biomass, electricity and CO₂,” *Biomass and Bioenergy*, vol. 111, pp. 165–173, 2018, doi: 10.1016/j.biombioe.2017.07.006.
- [41] F. Accurso *et al.*, “Installation of fuel cell-based cogeneration systems in the commercial and retail sector: Assessment in the framework of the COMSOS project,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 239, p. 114202, 2021, doi: 10.1016/j.enconman.2021.114202.
- [42] ARERA, “Relazione Annuale Stato dei Servizi 2019 Volume 1.” ARERA, 2020, [Online]. Available: <https://www.arera.it/it/index.htm>.
- [43] “Database - Eurostat.” <https://ec.europa.eu/eurostat/data/database> (accessed Apr. 14, 2021).
- [44] “Fattori di emissione per la produzione ed il consumo di energia elettrica in Italia — Italiano.” <http://www.sinanet.isprambiente.it/it/sia-ispra/serie-storiche-emissioni/fattori-di-emissione-per-la-produzione-ed-il-consumo-di-energia-elettrica-in-italia/view> (accessed Apr. 19, 2021).
- [45] S. Stendardo, “Decarbonizzazione della produzione del ferro e dell’acciaio.” SiMTE, 2018.
- [46] S. K. Dutta and Y. B. Chokshi, *Basic Concepts of Iron and Steel Making*. 2020.
- [47] R. Remus, M. Miguel A. Aguado, R. Serge, and S. Luis Delgado, “Best Available Techniques (BAT) Reference Document for Iron and Steel Production.” European Commission Joint Research Centre, 2013, doi: 10.2791/97469.
- [48] M. Kirschen, K. Badr, and H. Pfeifer, “Influence of direct reduced iron on the energy balance of the electric arc furnace in steel industry,” *Energy*, vol. 36, no. 10, pp. 6146–6155, Oct. 2011, Accessed: Sep. 06, 2021. [Online]. Available: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S036054421100524X>.
- [49] M. Kirschen, H. Pfeifer, F.-J. Wahlers, and H. Mess, “Off-gas measurements for mass and

- energy balances of stainless steel EAF .,” *59th Electr. Furn. Conf.*, no. November 2001, pp. 737–748, 2001.
- [50] A. Valero *et al.*, “On the thermoeconomic approach to the diagnosis of energy system malfunctions Part 1 : the TADEUS problem,” *Energy*, vol. 29, pp. 1875–1887, 2004, doi: 10.1016/j.energy.2004.04.053.
- [51] S. Posch and M. Haider, “Optimization of CO 2 compression and purification units (CO 2CPU) for CCS power plants,” *Fuel*, vol. 101, pp. 254–263, 2012, doi: 10.1016/j.fuel.2011.07.039.
- [52] B. Jin, H. Zhao, and C. Zheng, “Optimization and control for CO2 compression and purification unit in oxy-combustion power plants,” *Energy*, vol. 83, pp. 416–430, 2015, doi: 10.1016/j.energy.2015.02.039.
- [53] S. F. Cannone, S. Stendardo, and A. Lanzini, “Solar-Powered Rankine Cycle Assisted by an Innovative Calcium Looping Process as an Energy Storage System,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 59, no. 15, pp. 6977–6993, 2020, doi: 10.1021/acs.iecr.9b05605.
- [54] M. Bailera, P. Lisbona, L. M. Romeo, and L. I. Díez, “Calcium looping as chemical energy storage in concentrated solar power plants: Carbonator modelling and configuration assessment,” *Appl. Therm. Eng.*, vol. 172, no. June 2019, 2020, doi: 10.1016/j.applthermaleng.2020.115186.
- [55] R. S. Gonzalez and G. Flamant, “Technical and Economic Feasibility Analysis of Using Concentrated Solar Thermal Technology in the Cement Production Process : Hybrid Approach — A Case Study,” *J. Sol. Energy Eng.*, vol. 136, no. May, pp. 1–12, 2014, doi: 10.1115/1.4026573.
- [56] A. Meier, N. Gremaud, and A. Steinfeld, “Economic evaluation of the industrial solar production of lime,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 46, pp. 905–926, 2005, doi: 10.1016/j.enconman.2004.06.005.
- [57] M. Marchese, P. Marocco, A. Lanzini, and M. Santarelli, “Economic appraisal of Power-to-Liquid Fischer-Tropsch plants exploiting renewable electricity, green hydrogen, and CO 2 from biogas in Europe,” *E3S Web Conf.*, vol. 334, p. 02002, 2022, doi: 10.1051/e3sconf/202233402002.

8 Abbreviazioni ed acronimi

AC	Avoided Carbon
ASU	Air Separation Unit
BF	Blast Furnace
BOF	Basic Oxygen Furnace
CaL	Calcium Looping
CC	Carbon Capture
CCA	Cost of CO ₂ avoided
CCS	Carbon Capture and Storage
CCU	Carbon Capture and Use
CCUS	Carbon Capture Use and Storage
C_{co2,capt}	Cost of CO ₂ captured
C_{dec}	Specific decarbonization cost
CF_{process}	Process contingency factor
CF_{project}	Project contingency factor
CPU	Compression and Purification Unit
CSP	Concentrated Solar Power
DRI	Direct Reduced Iron
EAF	Electric Arc Furnace
EC	Equipment cost
FT	Fischer-Tropsch
IC	Installation cost
IL	Integration Level
INCF	Indirect cost factor
SE-WGS	Sorption Enhanced Water Gas Shift
SPECCA	Specific Primary Energy Consumption for CO ₂ Avoided
TDC	Total direct cost

TPC	Total plant cost
WGS	Water Gas Shift
e_{co2}	Specific direct CO ₂ emissions
e_{co2,eq}	Specific total equivalent CO ₂ emission
en_{el}	Specific electric energy consumption
q_{comb}	Specific fuel consumption
q_{eq}	Specific primary energy consumption

GRUPPO DI RICERCA M3ES

M3ES - Multiscale Modelling and Measurement for Energy Systems

Il gruppo M3ES si occupa di analisi, modellazione e sperimentazione di sistemi energetici in senso lato, attraverso un approccio multi-scala: dalla scala atomistica alla scala di prototipo fino a quella di impianto industriale.

Descrizione Attività:

- **Linea di ricerca: sistemi elettrochimici e termochimici per l'energia**

Obiettivi:

- studio, modellazione e analisi sperimentale di sistemi elettrochimici per la generazione e l'accumulo di energia elettrica (celle a combustibile, batterie, elettrolizzatori);
- studio, modellazione e analisi sperimentale di sistemi termochimici per la conversione di energia (gassificazione di biomasse e residui, processi e cicli termochimici);
- progettazione e realizzazione di impianti di poli-generazione proof-of-concept e demo basati su tecnologie innovative per la produzione di energia e di prodotti ad elevato valore;
- analisi tecno-economica di sistemi innovativi per l'energia. Valutazione ambientale, modelli di business e politiche di diffusione.

- **Linea di ricerca: modellazione e analisi multi-scala**

Obiettivi:

- studio e modellazione multi-scala di fluidi nano-ingegnerizzati e/o nano-confinati per applicazioni termiche (scambio termico, accumulo di calore ed applicazioni solari) e biomedicali (diagnostica per immagini e ablazione termica di neoplasie);
- modellazione e analisi sperimentale di soluzioni micro- e nano tecnologiche innovative per raffreddamento di elettronica e conversione termica efficiente dell'energia solare.

- **Linea di ricerca: termodinamica dei biosistemi**

Obiettivi:

- analisi termodinamica dei sistemi biologici per la comprensione del differente utilizzo di energia da parte di cellule sane e cancerose;
- valutazione degli scambi energetici cellulari, fenomeni di trasporto ionici e massici. Processi collettivi cellulari e fenomeni macroscopici (tensione superficiale di membrana, variazioni di pH).

- **Linea di ricerca: modellazione e ottimizzazione di impianti energetici**

Obiettivi:

- analisi exergo-economica di sistemi energetici. Diagnosi e prognosi. Ottimizzazione multi-obiettivo.

- **Linea di ricerca: modellazione per l'ingegneria antincendio**

- modellazione multi-scala di fenomeni di incendio.

Laboratori:

1. **Laboratorio di "Synergies of Thermochemical and Electrochemical Power Systems" (STEPS)** - Responsabile Prof. M. Santarelli. Descrizione: sviluppo e caratterizzazione di dispositivi elettrochimici e termochimici per la produzione e accumulo di energia (fuel cells, batterie, elettrolisi, gassificazione, ciclo redox)

2. **Laboratorio Reti e Tecnologie Energetiche.** Responsabile sezione FTI: Prof. M. Santarelli. Descrizione: sviluppo e caratterizzazione di dispositivi di accumulo di energia per le smart grid (redox flow battery, Li-ion battery, power-to-gas)
3. **Laboratorio dispositivi di scambio termico.** Responsabile: Prof. Pietro Asinari. Descrizione: Sviluppo nuovi dispositivi di scambio termico convettivo e conversione termica dell'energia solare.
4. **Laboratorio dispositivi di accumulo termico.** Responsabile: Dr. Eliodoro Chiavazzo. Descrizione: Caratterizzazione materiali adsorbenti, progettazione e test di dispositivi per accumulo termico;
5. **Multi-Scale Modeling Laboratory**
6. **Sistemi elettrochimici e termochimici**
7. **Reti Energetiche Intelligenti**