



Ricerca di Sistema elettrico

Determinazione del costo del kWh termico a scale di impianto e livelli termici differenti

M. D'Auria, M. Lanchi, R. Liberatore

Determinazione del costo del kWh termico a scale di impianto e livelli termici differenti
M. D'Auria, M. Lanchi, R. Liberatore

Aprile 2021

Report Ricerca di Sistema Elettrico

Accordo di Programma Ministero dello Sviluppo Economico - ENEA

Piano Triennale di Realizzazione 2019-2021 - II annualità

Obiettivo: Tecnologie

Progetto: 1.9 Solare termodinamico

Work package: WP1 Solare termodinamico

Linea di attività: LA1.33 - Calore di processo per applicazioni industriali: determinazione del costo del kWh termico per taglie di impianto e livelli termici differenti

Responsabile del Progetto: ing. Alberto Giaconia, ENEA

Responsabile del Work package: ing. Alberto Giaconia, ENEA

Indice

SOMMARIO	4
1 INTRODUZIONE	5
2 METODOLOGIA DI ANALISI	8
2.1 DIMENSIONAMENTO DELLE APPARECCHIATURE DI INTERFACCIA	8
2.2 DATI METEOCLIMATICI	9
2.3 ANALISI DEI COSTI	9
2.4 DIMENSIONAMENTO DEL CAMPO SOLARE	11
3 STUDIO DI CASI APPLICATIVI	20
3.1 SETTORE DEL GESSO	20
3.1.1 <i>Calcinazione del gesso ed essiccazione del cartongesso</i>	20
3.1.2 <i>Dimensionamento di massima dell'interfaccia e valutazione del suo costo specifico</i>	24
3.1.3 <i>Dimensionamento di massima dell'impianto CST e calcolo del LCOH in funzione del sito di installazione</i>	25
3.2 SETTORE DELLA CERAMICA	27
3.2.1 <i>Atomizzazione (spray dryer)</i>	27
3.2.2 <i>Dimensionamento di massima dell'interfaccia e valutazione del suo costo specifico</i>	29
3.2.3 <i>Dimensionamento di massima dell'impianto CST e calcolo del LCOH in funzione del sito di installazione</i>	30
3.3 SETTORE DELLA CHIMICA	32
3.3.1 <i>Visbreaking</i>	32
3.3.2 <i>Dimensionamento di massima dell'interfaccia e valutazione del suo costo specifico</i>	35
3.3.3 <i>Dimensionamento di massima dell'impianto CST e calcolo del LCOH in funzione del sito di installazione</i>	36
3.4 RAFFINAZIONE DELL'OLIO	38
3.4.1 <i>Deodorizzazione</i>	38
3.4.2 <i>Dimensionamento di massima dell'interfaccia e valutazione del suo costo specifico</i>	41
3.4.3 <i>Dimensionamento di massima dell'impianto CST e calcolo del LCOH in funzione del sito di installazione</i>	43
3.5 MALTAZIONE	44
3.5.1 <i>Descrizione Processo industriale ed identificazione della tecnologia SHIP a supporto</i>	44
3.5.2 <i>Dimensionamento di massima dell'interfaccia e valutazione del suo costo specifico</i>	47
3.5.3 <i>Dimensionamento di massima dell'impianto CST e calcolo del LCOH in funzione del sito di installazione</i>	52
4 RISULTATI DELL'ANALISI	54
5 CONCLUSIONI	56
6 RIFERIMENTI BIBLIOGRAFICI	57
7 ABBREVIAZIONI ED ACRONIMI	59

Sommario

Il presente lavoro si configura come lo sviluppo di un'analisi teorica avviata nella precedente annualità, volta all'identificazione di soluzioni di processo efficienti ed affidabili per la fornitura di calore a medio-alta temperatura al settore industriale attraverso la tecnologia solare a concentrazione (tecnologia SHIP). In particolare, sulla base della precedente ricognizione di processi industriali di interesse applicativo, e dell'individuazione dei corrispettivi consumi energetici e dei livelli di temperatura, nel presente lavoro viene effettuata un'analisi tecnico-economica della tecnologia SHIP, partendo dall'elaborazione di schemi di integrazione tra impianti industriali e impianti solari termici a concentrazione (CST), corredati con bilanci di materia e di energia e con il dimensionamento delle singole apparecchiature (collettori del campo solare, serbatoi di accumulo termico, scambiatori di interfaccia). I processi industriali in esame, che sono esemplificativi del variegato tessuto produttivo nazionale (Calcinazione del gesso ed essiccazione del cartongesso, Atomizzazione/Essiccazione nel settore della ceramica, Visbreaking per gli oli pesanti di raffineria, Deodorizzazione nel settore della raffinazione degli oli alimentari, Maltazione per la produzione della birra) vengono analizzati facendo riferimento ad impianti esistenti, considerando sia i siti geografici di installazione (Faenza (RA), Melfi (PZ), Modena, Pescara, Pomezia (RM)), sia siti maggiormente favorevoli in termini di irraggiamento solare e condizioni meteorologiche (es: Brindisi, Cagliari, Gela (CL), Trapani). Attraverso l'utilizzo di un software di simulazione di processo largamente impiegato nell'ambito della tecnologia CST (SAM), viene effettuata l'analisi delle prestazioni di impianto su base annuale, pervenendo alla stima del calore prodotto e fornito all'utenza. Successivamente, applicando strumenti di analisi economica sviluppati da ENEA, vengono valutati i costi di realizzazione degli impianti in esame (CAPEX), mentre i costi operativi (OPEX) vengono determinati sulla base delle informazioni acquisite da ENEA nell'ambito dell'esercizio di impianti sperimentali e dimostrativi. Infine, per ciascun scenario considerato, viene valutato il costo di produzione dell'energia termica a servizio del processo industriale. Dall'analisi emerge che il costo del calore, in termini di LCOH, si attesta mediamente tra i 5 e i 7 c€/kWh_t, ma costi minori si ottengono per la maltazione (3.9-5 c€/kWh_t), alla quale può essere associata la tecnologia Fresnel con accumulo a moduli cementizi, mentre costi maggiori (7-10 c€/kWh_t) si ottengono per la deodorizzazione dell'olio e per l'atomizzazione nel processo della ceramica. La localizzazione degli impianti incide significativamente sul costo finale del calore prodotto, con variazioni percentuali del LCOH comprese tra il 10 e il 50%. La voce di costo a maggiore incidenza sul LCOH risulta essere la fornitura del campo solare (25%-35%), seguita dall'accumulo termico, che rappresenta il 15% del LCOH.

Al fine di garantire la sostenibilità economica della tecnologia risulta fondamentale ridurre i costi dei componenti di impianto (principalmente campo solare ed accumulo termico). Nell'ambito del presente lavoro è stata effettuata un'analisi parametrica del LCOH al variare del costo specifico del campo solare, partendo dagli attuali 200 €/m² e riducendolo fino ad un costo target di 100 €/m². Dall'analisi emerge che il costo del calore prodotto da impianti CST può ridursi fino a circa 4 c€/kWh_t se viene conseguito un target di 100 €/m² sul costo del campo solare.

1 Introduzione

L'attuale politica italiana sul clima intende trasformare in legge l'obiettivo fissato dal Green Deal europeo: rendere l'economia e la società a impatto climatico zero entro il 2050 [1]. Nell'ambito del Green Deal, infatti, la Commissione propone un obiettivo giuridicamente vincolante di azzeramento delle emissioni nette di gas a effetto serra (GHG) entro il 2050.

La legge prevede misure per verificare i progressi compiuti e adeguare i successivi interventi sulla base di sistemi esistenti, quali il processo di *governance* dei piani nazionali per l'energia e il clima degli Stati membri, le relazioni periodiche dell'Agenzia europea dell'ambiente e i più recenti dati scientifici sui cambiamenti climatici e i relativi impatti. I progressi vengono verificati ogni cinque anni, in linea con gli obiettivi previsti dall'accordo di Parigi. Già per il 2030, a titolo di esempio, è prevista la riduzione del 55% delle emissioni rispetto al 1990.

Per il raggiungimento degli obiettivi di decarbonizzazione previsti per il 2030 si prevede di mobilitare investimenti pubblici e privati per almeno 1000 miliardi di euro. Per questo è stato messo in campo il piano di investimenti per un'Europa sostenibile, che costituirà la base per gli investimenti del Green Deal europeo. Nel prossimo decennio sarà quindi destinata a clima e ambiente una porzione significativa del bilancio UE (503 miliardi di euro), ai quali si aggiungeranno 25 miliardi di euro provenienti dai fondi per la modernizzazione e per l'innovazione, che derivano dall'utilizzo di una parte degli introiti derivanti dalla vendita all'asta delle quote di emissioni. In particolare, il fondo per la modernizzazione sosterrà gli stati membri a basso reddito nella promozione dell'efficienza energetica e la modernizzazione dei sistemi energetici.

In Italia il Piano nazionale integrato per l'energia e il clima, PNIEC [3], individua gli obiettivi nazionali 2030 e le misure necessarie per il loro raggiungimento, anche nella prospettiva della neutralità climatica al 2050. Le misure attive o da attivare per il raggiungimento degli obiettivi al 2030 sono le seguenti:

- Certificati Bianchi, cioè titoli negoziabili che certificano il conseguimento del risparmio energetico negli usi finali di energia attraverso interventi e progetti di incremento dell'efficienza energetica. Nell'ambito del meccanismo è promossa anche la realizzazione di progetti che prevedano l'impiego di fonti rinnovabili per usi non elettrici, in relazione alla loro capacità di incremento dell'efficienza energetica e di generare risparmi di energia non rinnovabile;
- Detrazioni fiscali per gli interventi di efficienza energetica e il recupero del patrimonio edilizio esistente;
- Conto Termico, istituito con il D.M. 28 dicembre 2012, poi rivisto nel 2016. Esso costituisce uno strumento di incentivazione per favorire la produzione di energia termica rinnovabile e, contemporaneamente, per permettere l'accesso della Pubblica Amministrazione agli interventi di efficientamento energetico. Il solo anno 2019, secondo il GSE, ha registrato volumi di richieste pari al 68% di tutto ciò che è pervenuto negli anni precedenti (2013-2018). Nel 2019 sono pervenute 114 mila richieste (+23% rispetto al 2018), cui corrispondono incentivi pari a 433 M€ (+29% rispetto al 2018) (112 milioni di euro per la PA). Questo tipo di incentivazione non è tuttavia adatta a grandi impianti poiché il limite massimo di superficie lorda installata per la richiesta di incentivo è pari a 2500 m², a cui corrisponde in Italia, anche nelle zone con maggiore irradiazione solare, una capacità installata di 1 MW_t.
- Fondo Nazionale per l'Efficienza Energetica;
- Piano Impresa 4.0;
- Programma per la Riquilificazione Energetica degli edifici della Pubblica Amministrazione Centrale (PREPAC);
- Programma di interventi di efficienza energetica promossi dalle politiche di coesione 2021-2027;

- Piano nazionale di Informazione e Formazione per l'efficienza energetica (PIF); Set di misure per la mobilità sostenibile.

Tali misure, finalizzate alla transizione verso un'economia a zero emissioni, sono chiaramente centrate su un approvvigionamento energetico sicuro e sostenibile, che deve essere anche sostenuto dalla mobilitazione delle imprese e dell'industria.

In questo contesto va infatti evidenziato il peso e il ruolo che riveste l'industria nel consumo di energia e come sia fondamentale promuovere un processo di decarbonizzazione di tale settore.

A livello mondiale il fabbisogno energetico dell'industria rappresenta circa il 32% dell'energia globalmente richiesta, e di tale quota circa il 26% è attribuibile ai consumi elettrici mentre il restante 74% è riferibile a consumi termici [4]. Inoltre il 30% del calore richiesto dall'industria è associato a processi con livelli termici inferiori a 150 °C, il 22% è riferito a processi con temperature comprese tra 150 e 400 °C, e il restante 48% riguarda processi con temperature superiori a 400 °C [4]. Da un'analisi sui consumi termici dell'industria europea [5] emerge che la quota maggiore della richiesta di calore ad alta temperatura è riconducibile alle industrie metallurgiche (ferro, acciaio, alluminio), alle industrie minerarie non metalliche (in particolare l'industria del cemento/gesso) e ad alcuni processi dell'industria chimica e petrolchimica. Il fabbisogno termico a bassa e media temperatura è invece riferibile all'industria alimentare, delle bevande, del tabacco, della carta, della verniciatura e tessile. Attualmente, a livello globale, l'utilizzo dell'energia solare per l'alimentazione termica dei processi industriali è limitato alle basse temperature (tecnologie a collettori piani), principalmente per il preriscaldamento dell'acqua di alimentazione nelle caldaie a vapore, mentre per le applicazioni a medio/alta temperatura (>150 °C), che rappresentano una consistente quota del consumo termico dell'industria (pari a circa il 70% del fabbisogno termico totale), non esistono soluzioni tecnologiche a concentrazione (CST) consolidate. Infatti, pur potendo garantire produzione affidabile e flessibile di calore, grazie alla possibilità di accumulare energia termica per lunghi periodi e in modo efficiente attraverso sistemi già commerciali [6], il solare a concentrazione deve adattare la propria offerta tecnologica ad un mercato industriale eterogeneo, con differenti livelli di temperatura, carichi termici, taglie di impianto e modalità operative. L'obiettivo della ricerca sul CST applicato alla fornitura di calore industriale, pertanto, riguarda sia lo sviluppo di componenti di interfaccia modulari, espandibili e facilmente integrabili, sia l'identificazione di strategie di gestione ed esercizio semplificate, sia la realizzazione di apparecchiature a basso costo e a ridotta manutenzione, compatibili anche con processi produttivi industriali di piccola taglia e a basso contenuto tecnologico

Riguardo al contesto nazionale, il potenziale applicativo della tecnologia SHIP (Solar Heat for Industrial Processes) è rilevante, considerando che il 41% della domanda nazionale di energia termica (680 TWh nel 2014) [7], è derivante dal settore industriale. In particolare i settori industriali con significativi fabbisogni termici sono quello alimentare (che rappresenta il 12% del PIL italiano e che consuma più di 15 Mtep/anno di calore), quello tessile e chimico, che è il terzo in Europa e il decimo nel mondo [7]. In questi ambiti applicativi, gli impianti SHIP potrebbero essere utilizzati per le operazioni di essiccazione, evaporazione e distillazione, pastorizzazione, sterilizzazione, cottura, fusione, verniciatura e trattamenti superficiali.

Tuttavia, nonostante l'elevata potenzialità applicativa della tecnologia SHIP in Italia, su più di 300 impianti SHIP attualmente operativi nel mondo, con circa 130 MW_t di capacità installata [8,9], solo due sono riferibili al contesto nazionale. In particolare un impianto si trova in Sardegna e fornisce calore per i processi lattiero-caseari dello stabilimento Nuova Sarda Industria Casearia [10], mentre l'altro si trova a Bergamo e fornisce calore per la produzione di macchinari e attrezzature dello stabilimento Robur Spa. Entrambi gli impianti utilizzano i collettori Linear Fresnel (LFR) forniti rispettivamente da CSP-F Solar e Industrial Solar GmbH.

Di contro, in Italia, esistono diverse aziende con importanti competenze nell'ambito della tecnologia SHIP, quali aziende che producono collettori solari (tubo sottovuoto, pannello piatto, piatto evacuato, parabolico lineare, Fresnel lineare), che realizzano superfici riflettenti e componenti di impianto, e che progettano, installano e fanno manutenzione sugli impianti CST. Tuttavia, l'utenza finale rappresenta il segmento più debole della catena del valore della tecnologia SHIP e ciò rappresenta indubbiamente un ostacolo nello sviluppo e nell'applicazione del solare termodinamico in Italia. Inoltre, anche a livello globale, i pochi impianti

solari a concentrazione attualmente realizzati per la fornitura di calore a medio/alta temperatura sono di carattere sperimentale o dimostrativo: ciò rende impossibile generalizzare un livello di posizionamento commerciale del CST, a differenza della tecnologia del solare termico a bassa temperatura.

È pertanto fondamentale, al fine di fornire dati tecnico/economici affidabili a supporto degli investimenti nella tecnologia SHIP, valutare i costi attuali e prospettici del calore fornito dagli impianti CST.

Sulla base di dati raccolti a livello globale sui costi dell'energia termica prodotta da impianti solari a concentrazione, l'attuale costo del calore (LCOH) varia da 5 a 10 centesimi di euro per kWh termico (in seguito c€/kWh) [11,12], che potrebbe potenzialmente scendere tra i 3 e i 7 nell'immediato futuro [13,14].

Pertanto, al fine di individuare possibili prospettive applicative della tecnologia SHIP in Italia, nell'ambito del presente lavoro viene effettuata un'analisi tecnico-economica di impianti solari a concentrazione asserviti a specifici processi industriali, selezionati nell'ambito della precedente linea di attività LA1.32 [15]. Il presente lavoro si configura, quindi, come il proseguimento dell'analisi teorica avviata nella precedente annualità, che aveva condotto alla selezione di specifiche tecnologie solari a concentrazione integrabili a processi industriali operativi nell'intervallo di temperatura 200-600 °C, e all'elaborazione di schemi preliminari di integrazione principalmente basati sulla corrispondenza dei livelli termici.

Nel presente studio, i processi industriali precedentemente selezionati, che sono esemplificativi del variegato tessuto produttivo nazionale (Calcinazione del gesso ed essiccazione del cartongesso, Atomizzazione/Essidazione nel settore della ceramica, Visbreaking per gli oli pesanti di raffineria, Deodorizzazione nel settore della raffinazione degli oli alimentari, Maltazione per la produzione della birra), sono analizzati facendo riferimento ad impianti esistenti, considerando sia i siti geografici di installazione (Faenza (RA), Melfi (PZ), Modena, Pescara, Pomezia (RM)), sia siti maggiormente favorevoli in termini di irraggiamento solare e condizioni meteorologiche (es: Brindisi, Cagliari, Gela (CL), Trapani). Partendo dall'elaborazione di schemi di processo originali e dal dimensionamento delle sotto-unità e delle singole apparecchiature (collettori del campo solare, serbatoi di accumulo termico, scambiatori di interfaccia), vengono inizialmente effettuati bilanci di materia e di energia in condizioni nominali e successivamente viene svolta l'analisi prestazionale degli impianti CST su base annuale. Infine, attraverso l'applicazione di strumenti e data-base per l'analisi economica, viene stimato il costo del calore prodotto in differenti scenari geografici e contesti applicativi.

2 Metodologia di analisi

Come precedentemente menzionato, nel corso della prima annualità del PTR 2019-2021 [16] è stata effettuata un'approfondita disamina delle principali operazioni unitarie industriali, operative nell'intervallo di temperatura 200-600 °C e potenzialmente idonee ad una integrazione con impianti CST. Tra le diverse operazioni unitarie considerate, nella presente annualità sono state selezionate quelle più rappresentative del settore industriale italiano ed è stata effettuata un'analisi tecnico/economica di possibili configurazioni di impianti CST asserviti a tali processi per la fornitura di calore.

I parametri più rilevanti per la definizione della strategia di integrazione tra l'utenza industriale e gli impianti CST sono i livelli termici operativi, i profili di carico termico, il fabbisogno termico nominale e la temperatura di mandata e di ritorno del fluido termovettore utilizzato. In particolare, il profilo di carico e il fabbisogno termico influiscono anche sul dimensionamento degli stoccaggi termici.

Per ciascun processo industriale sono stati elaborati schemi di integrazione con la tecnologia CST, valutando diverse soluzioni impiantistiche in termini di tipologia di collettore (parabolico lineare o Fresnel lineare), fluido termovettore (olio diatermico, sali fusi basso-fondenti o sali tipo "Solar Salt" per alta temperatura) e di tipologia di stoccaggio (mono o doppio serbatoio, a sali fusi o moduli cementizi).

2.1 Dimensionamento delle apparecchiature di interfaccia

Per ciascuna operazione unitaria considerata è stata selezionata l'apparecchiatura di interfaccia più idonea per l'accoppiamento tra il processo industriale e l'impianto solare a concentrazione. In particolare le apparecchiature proposte nel seguito sono essenzialmente i) scambiatori aria/sali, ii) scambiatori integrati nei moduli di accumulo utilizzando olio diatermico come fluido termovettore, iii) generatori di vapore a sali fusi.

In maggior dettaglio, per gli scambiatori di tipo "shell&tube" è stato seguito l'approccio di seguito descritto.

Partendo dal carico termico e dalle temperature di ingresso ed uscita richieste dal processo industriale, è stato valutato l'intervallo termico del fluido termovettore più adeguato per lo scambio termico nell'apparecchiatura di interfaccia processo/impianto CST. Sono state quindi determinate le proprietà fisiche (conducibilità termica, capacità termica, viscosità e densità) dei due fluidi interessati allo scambio termico e sono state successivamente fissate le dimensioni dei tubi, il loro numero, le loro caratteristiche e il numero di passaggi in essi. Fissati i parametri caratteristici dei tubi, sono stati ricavati, attraverso note e consolidate procedure di dimensionamento ingegneristico [17–19], i coefficienti di scambio termico convettivo interni ed esterni ai tubi, avvalendosi dei numeri adimensionali di Reynolds, Prandtl e Nusselt, e considerando anche lo sporco nei tubi causato dai fluidi. Attraverso il bilancio di calore, definito dalla (2-1), è stata successivamente verificata l'adeguatezza del dimensionamento proposto, anche considerando le perdite di carico che ne risultano. In caso contrario il procedimento è stato ripetuto iterativamente, modificando le assunzioni sulle caratteristiche geometriche e costruttive dei tubi, fino al raggiungimento della convergenza.

$$A_o = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dQ}{U_D(T-t)} \quad (2-1)$$

Nella espressione (2-1), A_o è la superficie di scambio [m^2], T_1 e T_2 sono le temperature [K] di ingresso e di uscita del fluido termico, Q è il calore [W], U_D [$W/(m^2 \cdot K)$], T la temperatura interna ai tubi e t quella esterna.

Per il dimensionamento di massima degli scambiatori a spirale, proposti per il processo di visbreaking, sono stati assunti coefficienti globali di scambio di prima approssimazione e successivamente è stata valutata la dimensione e il tipo di scambiatore più opportuno, sulla base delle portate, temperature, dimensioni dei canali e perdite di carico.

Per scambiatori costituiti da tubi immersi in matrice solida, come nel caso dei moduli cementizi, il coefficiente globale di scambio è stato valutato attraverso la combinazione dello scambio convettivo interno ai tubi e dello scambio conduttivo esterno nella matrice solida.

Nel caso dei generatori di vapore, di tipo kettle, per il calcolo del coefficiente di scambio termico è stata adottata la stessa metodologia utilizzata per gli scambiatori “shell&tubes”, imponendo però un limite al flusso nominale di calore q (rapporto tra Q e A_o). Quest’ultimo è stato individuato utilizzando la correlazione Mostinsky [20], che consiste nell’identificare il flusso ottimale di calore in funzione della differenza di temperatura tra la parete e il fluido in ebollizione, in modo da non superare il 5% del flusso termico critico (q_c).

2.2 Dati meteoroclimatici

Per quanto riguarda i siti selezionati nella presente analisi, la scelta è stata effettuata sia considerando l’effettiva localizzazione geografica dei processi industriali di interesse, sia tenendo conto di scenari migliorativi in termini di irraggiamento solare, calcolato su un anno meteorologico tipico¹. Ai fini dell’omogeneità dei risultati, i dati tipici meteo-climatici sono stati reperiti da un’unica fonte, ossia dal database PHOTOVOLTAIC GEOGRAPHICAL INFORMATION SYSTEM [21]. Le località prese in esame sono le seguenti: Modena, Faenza (RA), Pescara, Pomezia (RM), Brindisi, Melfi (PZ), Cagliari, Trapani e Gela (CL).

2.3 Analisi dei costi

Il costo livellato del calore (Levelized Cost Of Heat – LCOH) è il principale indicatore economico per la comparazione di sistemi e processi di produzione dell’energia termica.

In esso confluisce il costo della spesa in conto capitale (Capital EXpenditure – CAPEX) e delle spese operative e di manutenzione (Operating EXpenses). Il CAPEX, in questo caso, racchiude i costi di costruzione dell’impianto, ossia il costo di tutte le apparecchiature, la messa in opera, l’ingegneria e la supervisione, le opere civili ed elettriche, la strumentazione e il controllo e la contingenza.

Nelle valutazioni del presente report, i costi delle diverse apparecchiature sono stati ricavati da preventivi di progetti simili e/o da manuali specifici [18,22], con prezzi eventualmente aggiornati tramite tabelle CEPCI [23] o report di settore [24].

L’OPEX invece si divide in una parte fissa ed una variabile con la produzione. I costi fissi comprendono l’insieme delle spese che l’operatore deve sostenere per mantenere in funzione e in condizioni di efficienza l’impianto produttivo, anche quando non è in funzione. I costi fissi comprendono:

- spese del personale;
- spese per manutenzioni ordinarie e straordinarie;
- i costi di assicurazione contro i danni all’impianto dovuti a eventi interni o esterni, anche con copertura di responsabilità civile verso terzi.

I costi variabili, invece, comprendono le diverse voci dei costi di esercizio e manutenzione, che generalmente non rimangono costanti negli anni di esercizio dell’impianto. Ciò si verifica essenzialmente per i seguenti motivi:

- all’aumentare della produzione cumulativa, alcuni componenti strutturali e parti mobili sono soggetti a deterioramento e usura, richiedendo una maggiore manutenzione (aspetti di corrosione per esempio);
- soprattutto negli impianti che utilizzano tecnologie innovative, l’esperienza operativa porta ad ottimizzare progressivamente la gestione dell’impianto e a suggerire quelle modifiche

¹ Un anno meteorologico tipico (in inglese Typical Meteorological year, TMY) è un insieme di dati meteorologici con valori per ogni ora in un anno per una data posizione geografica. Questi valori sono selezionati da dati orari in un periodo di tempo più lungo (normalmente 10 anni o più) e per ogni mese dell’anno i dati sono scelti dall’anno che è considerato più “tipico” per quel mese. Per esempio, gennaio potrebbe essere del 2007, febbraio del 2012 e così via. Solitamente viene calcolato sulla base di dati e immagini satellitari.

impiantistiche che consentono di migliorare le prestazioni complessive, nonché di ridurre sensibilmente malfunzionamenti e/o rotture di componenti critici;

- necessità di ridurre gli impatti ambientali o di ripristinare le condizioni di salubrità dell'acqua o dell'aria;
- sostituzione parziale o totale di alcuni materiali di consumo;
- consumo di combustibili;
- consumo di energia elettrica;
- consumo di energia termica.

In generale, i costi variabili per un impianto CST possono essere valutati in 1 €/MWh_t prodotto, tenendo conto del database SAM per sistemi CSP [24] e considerando un'efficienza da energia termica ad elettrica del 25%.

Nel presente lavoro, l'LCOH, calcolato applicando il tasso di sconto reale, viene valutato tramite la (2-2),

$$LCOH = \frac{\sum_{t=1}^N \frac{I_t + M_t + F_t}{(1+r)^t}}{\sum_{t=1}^N \frac{E_t}{(1+r)^t}} \quad (2-2)$$

dove:

- I_t : spese dovute all'investimento iniziale all'anno t ;
- M_t : spese per funzionamento e manutenzione all'anno t ;
- F_t : spese per il combustibile;
- E_t : energia termica generata all'anno t ;
- r : tasso reale di sconto all'anno t , cioè al netto dell'inflazione;
- N : vita utile dell'impianto.

In questo caso I_t e M_t rappresentano rispettivamente il CAPEX e l'OPEX. Si noti inoltre che nei casi trattati nel presente lavoro, i costi di combustibile sono da ritenersi praticamente nulli, in quanto la fonte fossile viene sostituita con la fonte solare. Ovviamente il CAPEX può variare a seconda della taglia, della qualità della fornitura e della maturità della tecnologia. Ad esempio, il costo specifico del campo solare, sia nel caso del parabolico lineare che del Fresnel, può essere soggetto a variazioni significative. Infatti, per grandi forniture (potenze termiche dai 150 ai 300 MW_t), nella letteratura di settore viene riportato un costo di circa 150 €/m² per il primo e di 100 €/m² per il secondo [24]; mentre, per forniture fino a 5-10 MW_t, attualmente i costi si attestano rispettivamente sui 200 e 150 €/m², come da preventivi ricevuti per impianti di tale capacità. Tuttavia, i costi degli impianti per la generazione distribuita dovrebbero ridursi nei prossimi anni per effetto di una maggiore penetrazione commerciale della tecnologia CST, riportandosi ai livelli delle grandi forniture. Allo stesso modo l'OPEX risente del prezzo della manodopera che varia a seconda della località e della qualità della fornitura (minore qualità corrisponde a una maggiore frequenza di manutenzione). Nella sono riportati i costi specifici e i principali parametri economici impiegati nella presente analisi.

Tabella 1. Costi specifici e parametri economici utilizzati nelle analisi tecnico-economiche di impianti CST.

Parametro	Unità di misura	Valore
CAPEX		
Costo specifico campo solare (paralico lineare)	€/m ²	150-200
Costo specifico campo solare (Fresnel lineare)	€/m ²	100-200
Costo specifico sali binari	€/kg	1.09
Costo specifico olio diatermico	€/kg	6.5
Stoccaggio di energia termica	-	Dipendente dal caso in esame
Apparecchiatura di interfaccia	-	Dipendente dal caso in esame
Opere civili	% del CAPEX	9
Piping	% del CAPEX	6
Costo terreno	% del CAPEX	2
Opere di costruzione elettriche e meccaniche	% del CAPEX	14
Ingegneria e supervisione	% del CAPEX	10
Strumentazione e controllo	% del CAPEX	7
Servizi locali	% del CAPEX	2
Contingenza	% del CAPEX	10
OPEX		
Opex fisso	% del CAPEX	1.5
Opex variabile	€/MWh _t	1.0
FATTORE DI SCONTO		
Tasso reale di interesse	%	3
Vita utile impianto	Anni	30
Fattore di sconto	-	19.60

2.4 Dimensionamento del campo solare

Il dimensionamento del campo solare è stato effettuato mediante l'utilizzo del software System Advisor Model (SAM), sviluppato dal National Renewable Energy Laboratory (NREL - USA). Tale software consente di progettare e simulare sistemi di produzione di energia (elettrica e termica) da fonti rinnovabili.

Ai fini della presente analisi, è stato utilizzato il modello pre-assemblato "Parabolic Trough – Heat" con l'opzione "No Financial Model" (Figura 1a), a cui è possibile associare i siti di interesse (Figura 1b) con i relativi dati meteo-climatici, reperiti da [21].

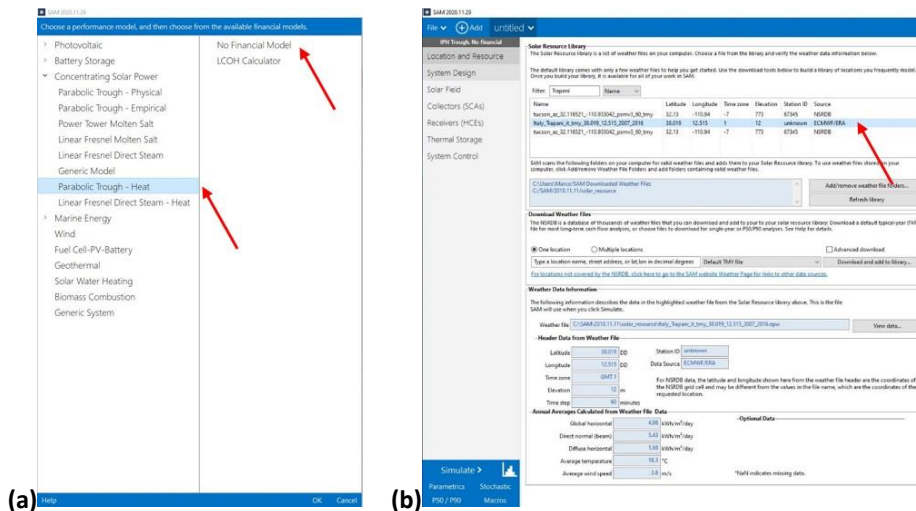


Figura 1. Interfaccia funzionale del software SAM: a) scelta del modello di sistema; b) selezione del sito di installazione.

Nella maschera di interfaccia “System Design” (Figura 2a) del software, per ciascun caso analizzato, sono stati impostati i seguenti parametri principali:

- DNI di progetto (800 W/m²);
- Multiplo solare;
- Temperatura del fluido termovettore in ingresso al loop solare (290 °C);
- Temperatura del fluido termovettore in uscita dal loop solare (550 °C);
- Potenza termica da fornire;
- Ore di stoccaggio termico.

Nella scheda “Solar Field” (Figura 2b), è stato selezionato il fluido termovettore e il numero di collettori che costituiscono il singolo loop, pari a 8.

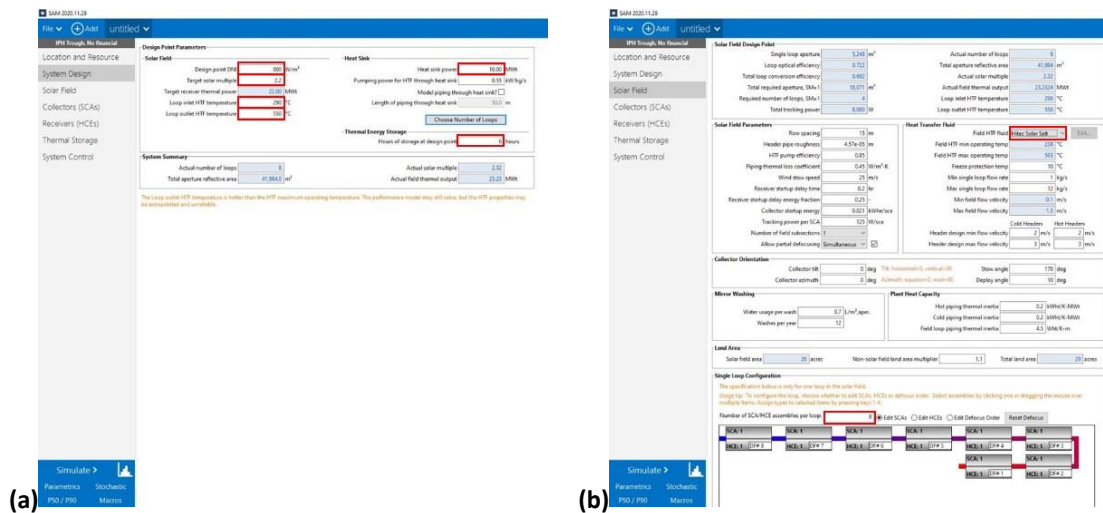


Figura 2. Interfaccia funzionale del software SAM: a) condizioni di progetto del sistema; b) campo solare.

Per quanto riguarda il tipo di collettore e di tubo ricevitore, sono stati considerati rispettivamente il Siemens Sunfield 6 e lo Schott PTR70 (Figura 3).

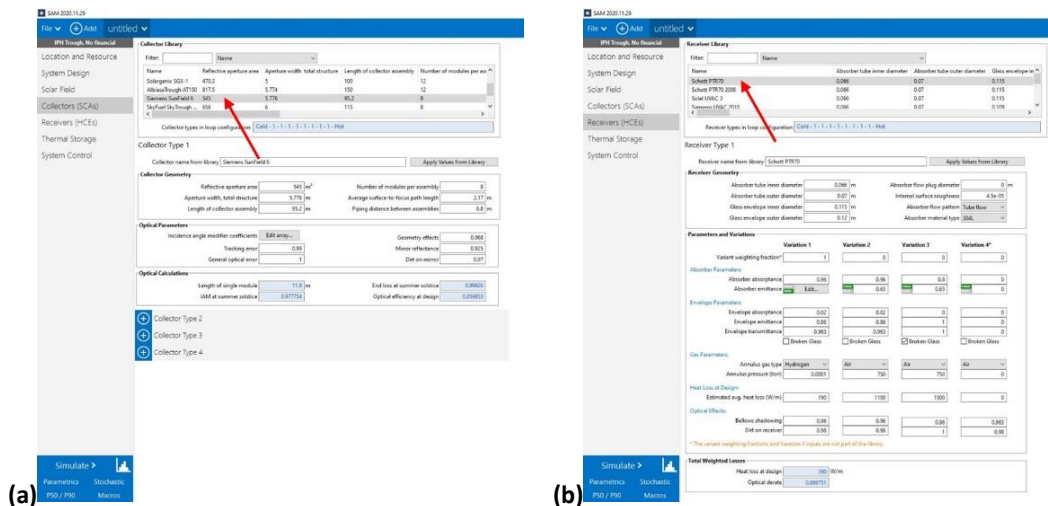


Figura 3. Interfaccia funzionale del software SAM: a) scelta del collettore; b) scelta del tubo ricevitore.

Nella scheda “Thermal Storage” è stata impostata la temperatura minima nei serbatoi (290 °C) e la modalità di circolazione del fluido termovettore, che in questo caso si assume non bypassi mai lo stoccaggio. Riguardo alle caratteristiche del sistema di controllo, nella pagina “System Control” (Figura 4) sono state accettate le impostazioni predefinite, ossia:

- carico elettrico fisso applicato a tutte le ore della simulazione, espresso come frazione della potenza lorda nominale, pari a $0.0055 \text{ MW}_e/\text{MW}_t$;
- perdite dovute a requisiti operativi come il tempo di fermo per manutenzione o altre situazioni che impediscono al sistema di funzionare come da progetto, considerate costanti e pari al 4% della produzione totale di calore.

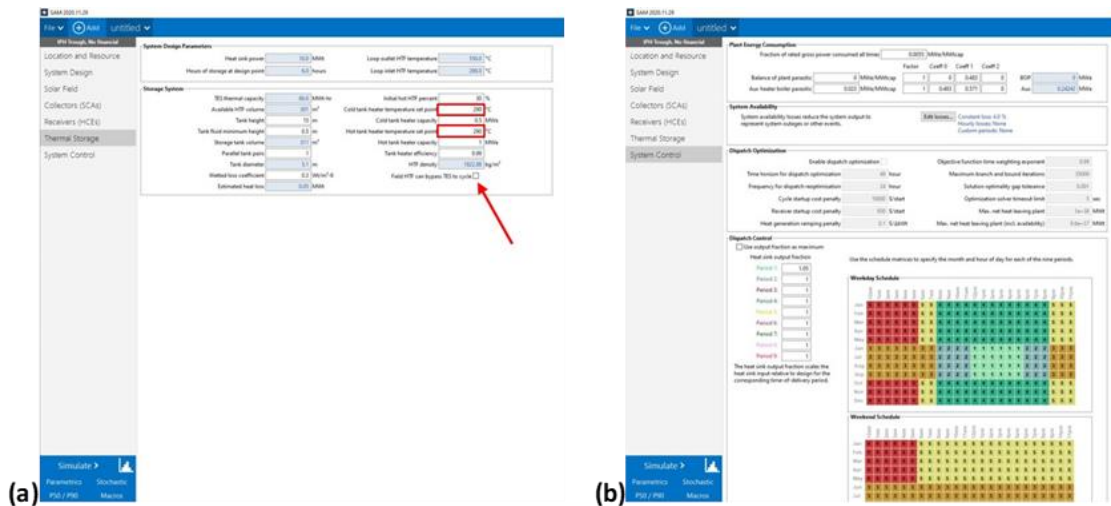


Figura 4. Interfaccia funzionale del software SAM: a) stoccaggio termico; b) controllo di sistema.

A titolo esemplificativo del lavoro svolto per ciascun caso-studio analizzato, nel prosieguo del presente paragrafo si fa riferimento ad un impianto CST a collettori parabolici lineari, operante con Hitec Solar Salt, nell’intervallo termico 290-550 °C, installato presso Trapani per la produzione del gesso, in cui è richiesta una potenza nominale di 10 MW_t , considerando la durata dell’accumulo termico pari a 6 h (per una capacità massima di accumulo pari a 60 MWh_t).

Sulla base delle assunzioni sopra riportate e attraverso l’applicazione del modello di sistema impostato in SAM, è stato possibile determinare le caratteristiche dell’impianto CST in condizioni di progetto, ossia il numero di loop, la superficie specchiante e l’occupazione del suolo. Attraverso l’applicazione del modello è stata inoltre effettuata l’analisi delle prestazioni dell’impianto CST su base annuale, pervenendo alla stima del calore prodotto, di quello fornito e, pertanto, del fattore di capacità. A titolo di esempio, nella Figura 5, si riportano gli andamenti della radiazione normale incedente (in blu), della potenza termica incidente sul campo degli specchi (in giallo) e della potenza termica trasferita al fluido termovettore (in rosso) su base oraria. In Figura 6 si riportano gli andamenti orari della potenza trasferita al fluido (in blu), la potenza termica trasferita al processo (in giallo), le potenze di carica e scarica dello stoccaggio termico (rispettivamente in rosso e in nero) e lo stato di carica dello stoccaggio termico (in verde). Esaminando il caso specifico, quando la potenza assorbita dal fluido termovettore è superiore ai fabbisogni termici del processo (10 MW_t), il surplus di energia viene trasferito allo stoccaggio termico fino al completo caricamento (6 ore di stoccaggio). Quando la radiazione non è sufficiente a soddisfare il fabbisogno energetico del processo (ore 17), l’energia termica accumulata nel sistema di stoccaggio viene resa disponibile per estendere la produzione termica fino a circa la mezzanotte (ore 00). Nell’ambito dello scenario geografico considerato, tale strategia operativa è tipicamente attuabile nei mesi estivi (da aprile a settembre), mentre nei mesi invernali la radiazione è solo sufficiente a soddisfare l’utenza termica e non è disponibile per l’accumulo.

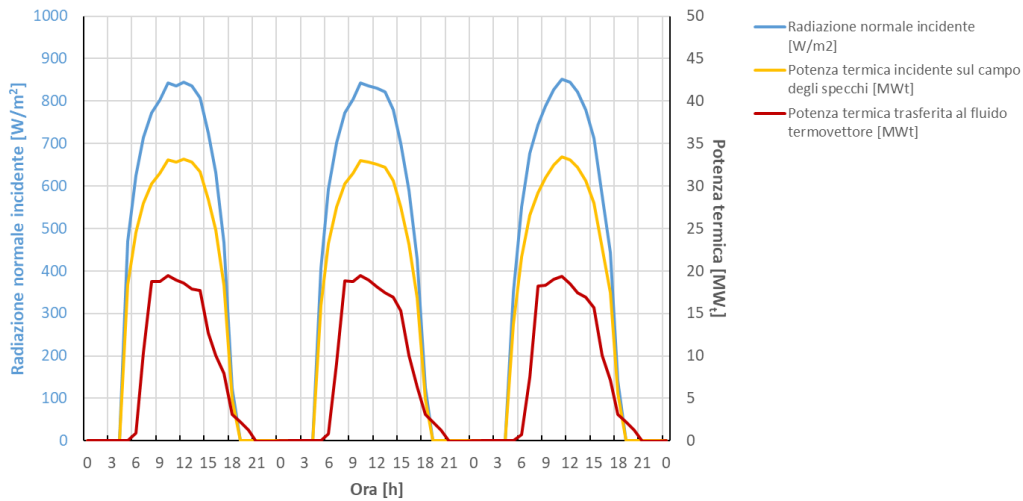


Figura 5. Andamenti orari della radiazione normale incedente (blu), della potenza termica incidente sul campo degli specchi (giallo) e della potenza termica trasferita al fluido termovettore (rosso).

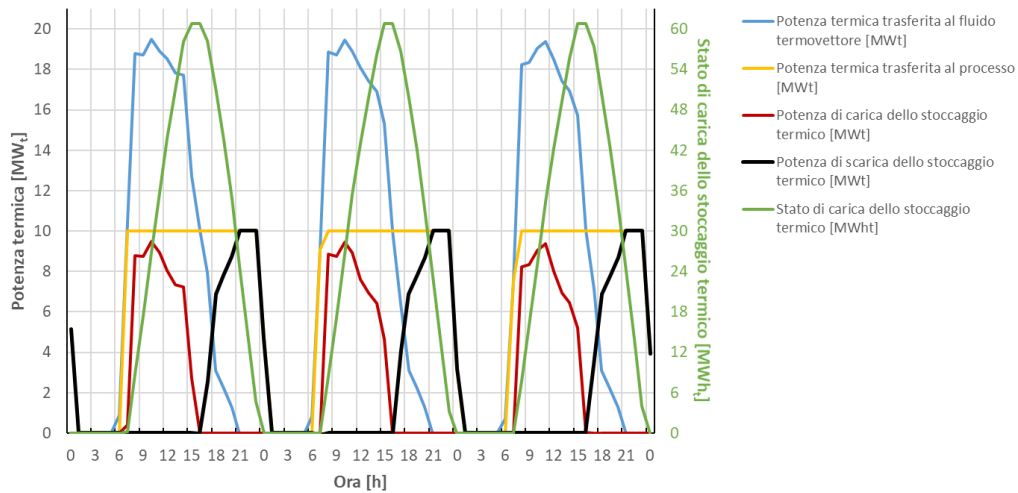


Figura 6. Andamenti orari della potenza trasferita al fluido (blu), della potenza termica trasferita al processo (giallo), delle potenze di carica e scarica dello stoccaggio termico (rispettivamente rosso e nero) e dello stato di carica dello stoccaggio termico (verde).

In Tabella 2 si riporta l’analisi tecnico-economico dell’impianto CST considerato, con un costo specifico del campo solare pari a 200 €/m², variando il multiplo solare. Nella prima sezione della Tabella 2 si riportano le specifiche dell’impianto solare (numero di loop, multiplo solare, superficie specchiante e area di installazione) e le prestazioni annuali (energia termica prodotta e fattore di capacità). Dall’analisi emerge che il valore più basso del LCOH, pari a circa 6.17 c€/kWh_t, si ottiene per un multiplo solare pari a 2.25 corrispondente a 9 loop. Nella seconda sezione della Tabella 2 si riportano i costi calcolati per le singole voci che costituiscono il CAPEX e in Figura 7a si riporta la ripartizione del CAPEX nei principali macro-componenti (campo solare, serbatoio e sali per accumulo termico, fluido termovettore e interfaccia con il processo industriale) comprensivi anche dei costi diretti e indiretti. Come si può osservare, la voce di costo preponderante è il campo solare, a cui segue l’accumulo termico con una percentuale che oscilla tra il 10% e 20%, dipendentemente dalla dimensione e dal costo specifico del campo solare; infine il fluido termovettore e l’interfaccia con il processo industriale incidono meno dell’1%. In Figura 7b si riporta, invece, la ripartizione percentuale del LCOH nei principali macro-componenti di impianto: dal confronto tra Figura 7a e Figura 7b si rileva che il peso percentuale dei macro-componenti nei costi capitali e nel costo del calore prodotto rimane sostanzialmente invariata. In Figura 8 si riporta il peso percentuale dei singoli componenti (sola fornitura) e

dei costi diretti e indiretti: le voci che incidono maggiormente sono il campo solare (quasi il 35%), le opere elettriche e meccaniche (14%), l'ingegneria e la supervisione (10%) e la contingenza (10%). Nella terza sezione della Tabella 2 si riportano i costi specifici per il calcolo del LCOH: in termini percentuali quelli maggiormente significativi sono il campo solare (circa 26%), i costi operativi fissi (circa 22%) e le opere elettriche e meccaniche (circa 11%), come riportato in Figura 9.

Tabella 2. Analisi tecnico-economica di un impianto solare asservito per la produzione del gesso presso Trapani, considerando un accumulo termico di 6 h.

Parametro	Unità di misura						
Specifiche impianto solare							
Stoccaggio termico	h	6	6	6	6	6	6
Numero di loop	#	6	8	9	10	11	12
Multiplo solare	#	1.50	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00
Superficie degli specchi	m ²	26160	34880	39240	43600	47960	52320
Area di installazione	m ²	76256	101675	114385	127094	139803	152513
Energia termica prodotta	MWh _t /anno	16642	22339	25018	26871	28297	29515
Fattore di capacità	-	0.190	0.255	0.286	0.307	0.323	0.337
Voci del CAPEX							
Campo solare	k€	5332	7948	9692	10564	11436	12308
Serbatoio	k€	719	719	719	719	719	719
Sali	k€	1206	1226	1240	1246	1253	1260
Interfaccia processo industriale	k€	130	130	130	130	130	130
Opere civili	k€	1662	2255	2651	2848	3046	3244
Piping	k€	1108	1503	1767	1899	2031	2163
Terreno	k€	369	501	589	633	677	721
Opere elettriche e meccaniche	k€	2585	3508	4123	4431	4738	5046
Ingegneria e supervisione	k€	1847	2506	2945	3165	3385	3604
Strumentazione e controllo	k€	1293	1754	2062	2215	2369	2523
Servizi locali	k€	369	501	589	633	677	721
Contingenza	k€	1847	2506	2945	3165	3385	3604
Voci del OPEX							
OPEX fisso	k€	246	312	345	378	411	444
OPEX variabile	k€	17	22	25	27	28	30
Ripartizione del LCOH							
Campo solare	c€/kWh _t	1.635	1.616	1.621	1.675	1.747	1.826
Serbatoio	c€/kWh _t	0.145	0.108	0.097	0.090	0.086	0.082
Sali	c€/kWh _t	0.191	0.145	0.131	0.123	0.118	0.115
Interfaccia processo industriale	c€/kWh _t	0.040	0.030	0.027	0.025	0.023	0.022
Opere civili	c€/kWh _t	0.452	0.427	0.422	0.430	0.444	0.460
Piping	c€/kWh _t	0.302	0.285	0.281	0.287	0.296	0.307
Terreno	c€/kWh _t	0.101	0.095	0.094	0.096	0.099	0.102
Opere elettriche e meccaniche	c€/kWh _t	0.704	0.665	0.656	0.669	0.691	0.716
Ingegneria e supervisione	c€/kWh _t	0.503	0.475	0.469	0.478	0.494	0.511
Strumentazione e controllo	c€/kWh _t	0.352	0.332	0.328	0.335	0.346	0.358
Servizi locali	c€/kWh _t	0.101	0.095	0.094	0.096	0.099	0.102
Contingenza	c€/kWh _t	0.503	0.475	0.469	0.478	0.494	0.511
OPEX fisso	c€/kWh _t	1.478	1.396	1.378	1.406	1.452	1.503
OPEX variabile	c€/kWh _t	0.100	0.100	0.100	0.100	0.100	0.100
LCOH	c€/kWh _t	6.606	6.245	6.167	6.288	6.489	6.716

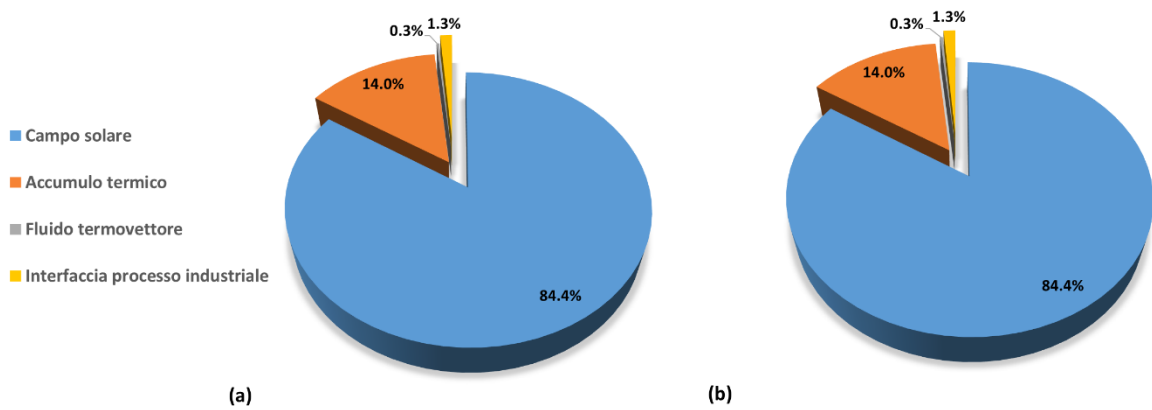


Figura 7. a) Aliquote del CAPEX, b) aliquote del LCOH, riferite ai 4 macro-componenti (campo solare, accumulo termico, fluido termovettore e interfaccia con il processo industriale) relative al caso della produzione del gesso a Trapani.

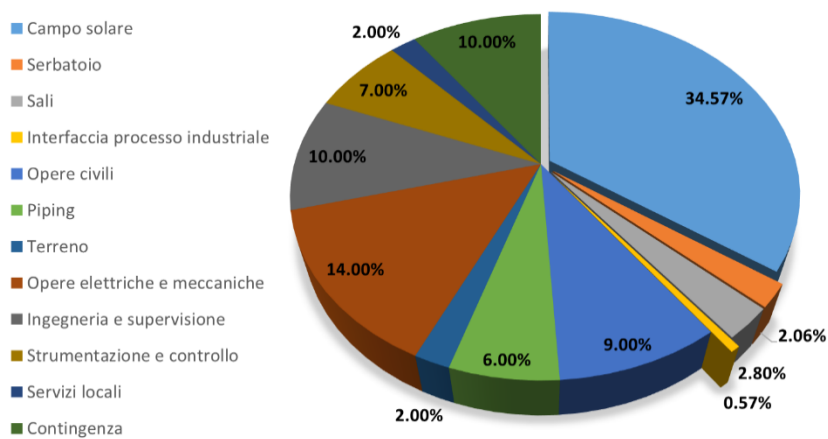


Figura 8. Aliquote del CAPEX relative al seguente caso: produzione del gesso a Trapani, 6h di accumulo, multiplo solare pari a 2.25.

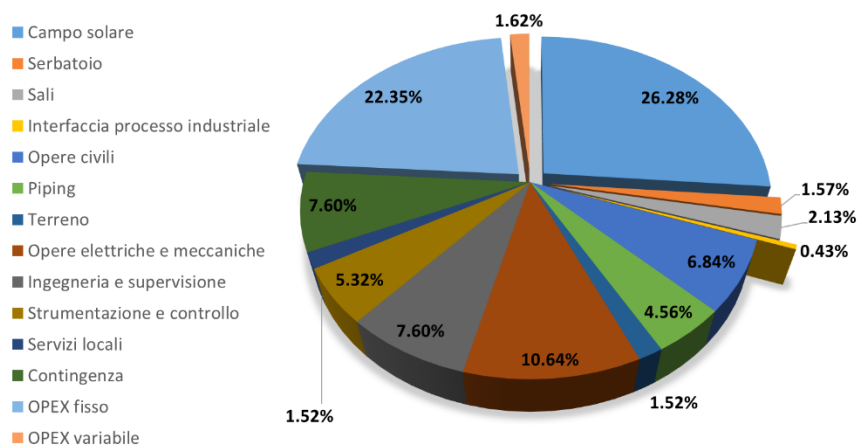


Figura 9. Aliquote percentuali del LCOH relative al seguente caso: produzione del gesso a Trapani, 6h di accumulo, multiplo solare pari a 2.25.

In Figura 10 e Figura 11 si riporta, rispettivamente, l'andamento del LCOH e quello del fattore di capacità in funzione del numero di loop che costituiscono il campo solare in corrispondenza di un accumulo termico massimo pari a 6 h. La curva del LCOH presenta un minimo (nel caso specifico in corrispondenza di 9 loop) mentre la curva del fattore di capacità presenta un primo tratto lineare seguito da un andamento meno che proporzionale. Pertanto, fissata la dimensione dell'accumulo termico, esiste un'estensione ottimale del campo solare, al di sopra della quale non si ottiene un proporzionale incremento del fattore di capacità (ovvero di produzione di energia termica), con conseguente aumento del LCOH. In maggior dettaglio, se il campo solare è sottodimensionato, lo stoccaggio termico non è funzionale in quanto l'impianto CST non è in grado di produrre un'adeguata eccedenza di energia da accumulare, compensando i costi dello stoccaggio; viceversa, se il campo solare è sovradimensionato, l'impianto CST è in grado di saturare l'accumulo termico (e, in alcune condizioni, può essere necessario defocalizzare l'impianto), ma su base annua l'incremento del fattore di capacità risulta essere modesto o nullo, a fronte di un costo maggiorato per il campo solare. Pertanto è evidente che, fissata la capacità dell'accumulo termico, esiste una dimensione del campo solare (numero di loop) che minimizza il costo del calore.

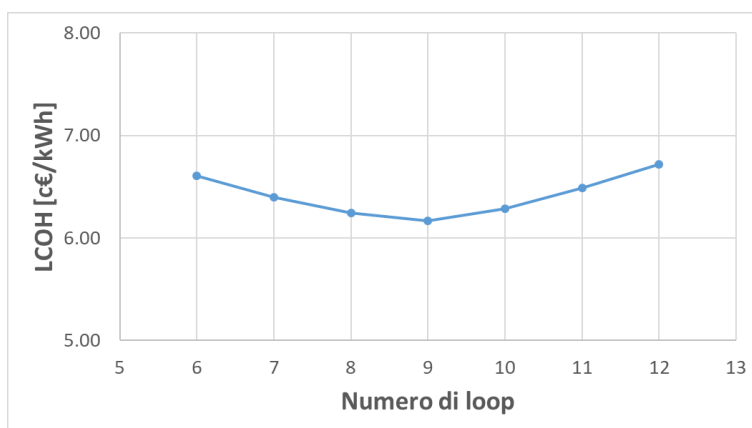


Figura 10. Andamento del costo livellato del calore (LCOH) in funzione del numero di loop per un accumulo termico di 6h.

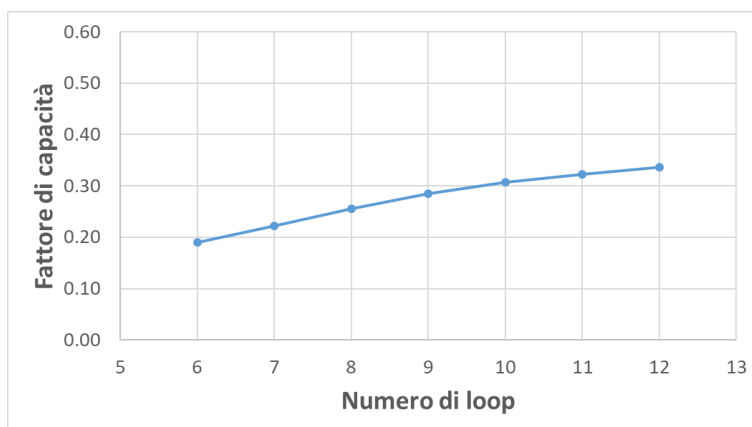


Figura 11. Andamento del fattore di capacità in funzione del numero di loop per un accumulo termico di 6h.

Analogamente, se si fissa la dimensione del campo solare, ossia il numero di loop, si ottiene l'andamento riportato in Figura 12 e in Figura 13 per il LCOH e il fattore di capacità, rispettivamente, in funzione delle ore di accumulo termico. Nel caso specifico il campo solare è costituito da 8 loop e la migliore soluzione dal punto di vista sia tecnico che economico risulta essere quella con un accumulo di 4 h.

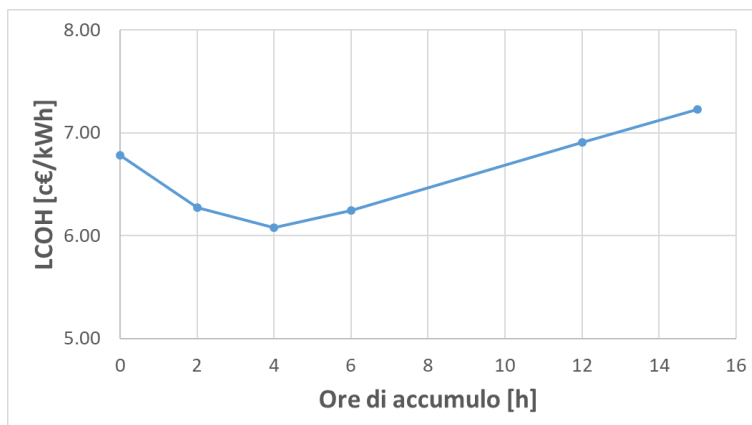


Figura 12. Andamento del costo livellato del calore (LCOH) in funzione delle ore di accumulo termico per un campo solare costituito da 8 loop.

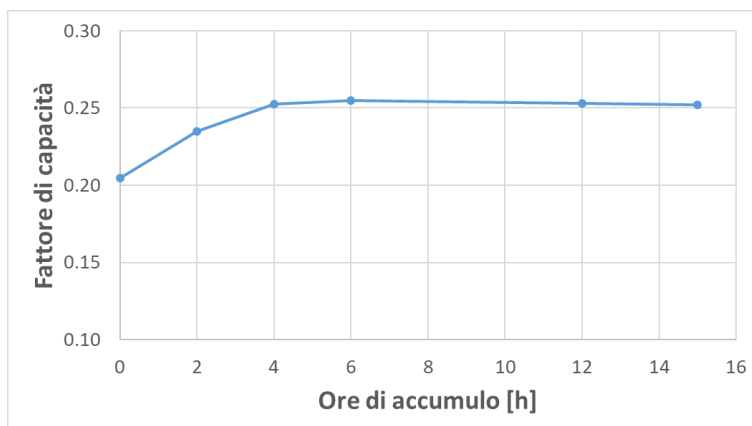


Figura 13. Andamento del fattore di capacità in funzione delle ore di accumulo termico per un campo solare costituito da 8 loop.

Ripetendo l’analisi per diversi valori di durata dello stoccaggio termico in funzione della dimensione del campo solare (numero di loop), si ottengono le curve parametriche riportate in Figura 14. Fissata la dimensione dell’accumulo termico, il costo del kWh termico può oscillare anche di 1-2 c€/kWh in funzione del numero di loop impiegati. I punti di minimo del LCOH sono compresi all’interno di un intervallo di variabilità di 1.0 c€/kWh_t e hanno un andamento crescente all’aumentare dell’accumulo termico (Figura 15): ciò è dovuto al fatto che incrementando l’accumulo termico occorre aumentare il multiplo solare, con conseguente crescita dei costi indiretti associati, mentre la produzione di energia termica cresce con un andamento meno che proporzionale. In Figura 16 si riporta la curva del numero di loop del campo solare in funzione delle ore di stoccaggio termico per le configurazioni ottimizzate (curva con andamento quasi lineare). Infine, in Figura 17, si riporta l’andamento del fattore di capacità in funzione del numero di loop e al variare della dimensione dello stoccaggio termico espresso in ore: a meno di un fattore di scala, tali curve sono rappresentative dell’energia termica prodotta annualmente dall’impianto CST. Come si nota, fissata la dimensione dell’accumulo termico, aumentando il numero di loop si tende a raggiungere un valore di plateau.

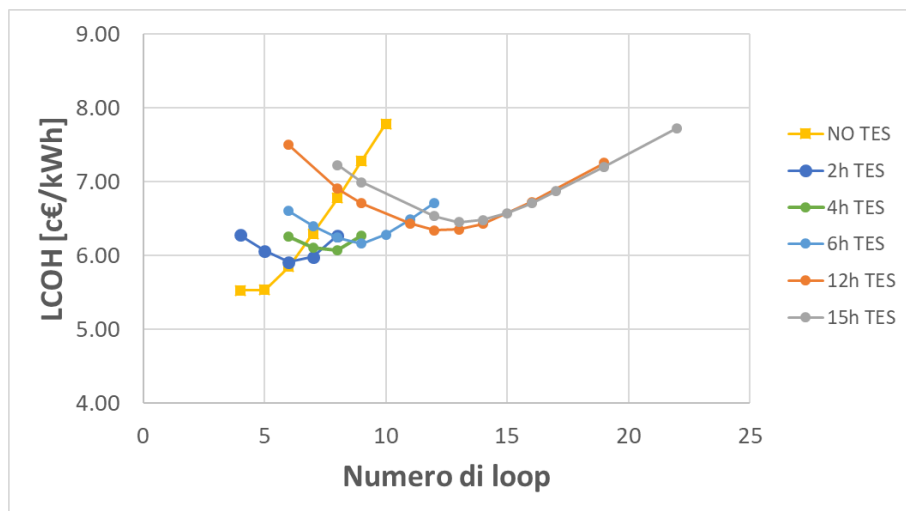


Figura 14. Andamento del costo livellato del calore (LCOH) in funzione del numero di loop e al variare della dimensione dello stoccaggio termico.

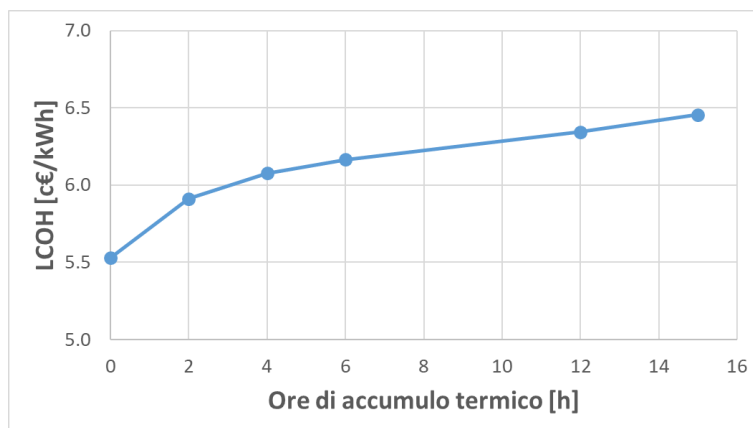


Figura 15. Andamento dei minimi del LCOH per le configurazioni ottimizzate.

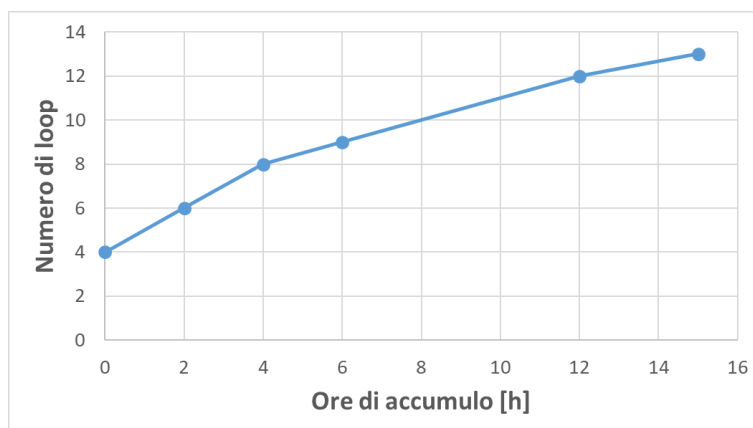


Figura 16. Andamento del numero di loop del collettore solare in funzione delle ore di accumulo termico per le configurazioni ottimizzate.

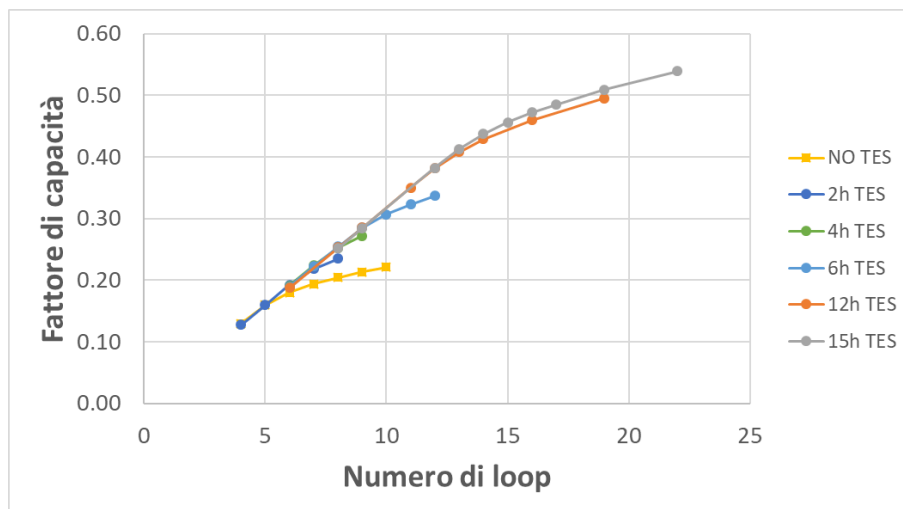


Figura 17. Andamento del fattore di capacità in funzione del numero di loop e al variare della dimensione dello stoccaggio termico.

3 Studio di casi applicativi

3.1 Settore del gesso

3.1.1 Calcinazione del gesso ed essiccazione del cartongesso

Partendo dal minerale di gesso, costituito da solfato di calcio biidrato ($\text{CaSO}_4 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$), il processo produttivo del gesso e del cartongesso consiste in una fase di macinazione e una seguente fase di cottura (calcinazione). A seconda della temperatura di processo fissata, il gesso si disidrata e assume diverse trasformazioni, con caratteristiche e impieghi differenti. Durante la cottura, in corrispondenza di $130 \text{ }^\circ\text{C}$, la roccia gessosa perde circa i $3/4$ dell'acqua di cristallizzazione: si forma così un emiidrato di calcio ($2 \text{CaSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$), che, impastato con acqua, fa presa e indurisce formando nuovamente un aggregato cristallino compatto di biidrato. L'emiidrato si presenta in due varietà: la varietà α , a presa rapida, e la varietà β , a presa lenta.

Tra i 150 e i $180 \text{ }^\circ\text{C}$ l'acqua di cristallizzazione viene eliminata completamente ed inizia a formarsi l'anidrite solubile $\text{CaSO}_4(\alpha)$. Riscaldando oltre i $250 \text{ }^\circ\text{C}$, intorno ai $500\text{-}600 \text{ }^\circ\text{C}$, si ha la trasformazione del materiale in anidrite insolubile $\text{CaSO}_4(\beta)$ o *gesso morto*, che non reagisce più con l'acqua e non fa più presa. In Tabella 3 si riportano, per le diverse reazioni di calcinazione del gesso, gli intervalli di temperatura e il calore di reazione riferito alla quantità di prodotto deidratato [25].

Tabella 3. Reazioni di calcinazione del gesso: temperature e calore di reazione per prodotto deidratato [25].

Reazione	Temperatura [$^\circ\text{C}$]	Calore [kJ/mol]	Calore [MJ/t]
$\text{CaSO}_4 \cdot 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow \alpha\text{-CaSO}_4 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O} + 3/2 \text{H}_2\text{O}(\text{g})$	80-180	84.6	582.7
$\text{CaSO}_4 \cdot 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow \beta\text{-CaSO}_4 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O} + 3/2 \text{H}_2\text{O}(\text{g})$	120-180	86.7	597.2
$\text{CaSO}_4 \cdot 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow \alpha\text{-CaSO}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}(\text{g})$	150-250	117.4	863.1
$\text{CaSO}_4 \cdot 2 \text{H}_2\text{O} \rightarrow \beta\text{-CaSO}_4 + 2 \text{H}_2\text{O}(\text{g})$	250-600	121.8	895.7

Per la produzione dei pannelli di cartongesso è particolarmente adatto l'utilizzo del β -emiidrato, che ha un tempo di presa breve (5-8 minuti). Per la valutazione dei carichi termici del processo si fa riferimento ad una

procedura di calcinazione diretta mediante un mulino a rulli verticale (Figura 18): il gesso viene macinato e contemporaneamente calcinato fino ad una temperatura di 170 °C, ottenendo una miscela di gesso emiidrato costituita principalmente dalla forma β (90%) e la restante parte (10%) dalla varietà α . La temperatura dei gas caldi in ingresso al mulino è di 450 °C mentre la temperatura dei gas in uscita è pari a circa 170 °C.

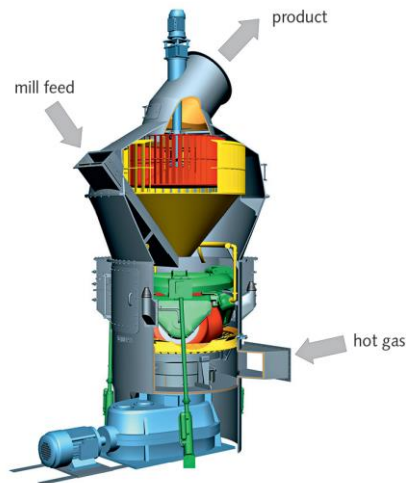


Figura 18. Mulino a rulli verticale per la calcinazione del gesso [26].

Con riferimento alla Figura 19, dopo la calcinazione il gesso emiidrato viene prelevato dai silos (1) e convogliato in un miscelatore (3) insieme ai componenti liquidi e agli additivi. Quindi, l'impasto viene depositato sul cartone inferiore (4) e poi accoppiato con il cartone superiore mediante laminazione per ottenere la lastra con spessore desiderato (5-6). Le lastre umide vengono inviate all'essiccatoio (12) dove vengono investite con un flusso di aria calda a circa 280 °C.

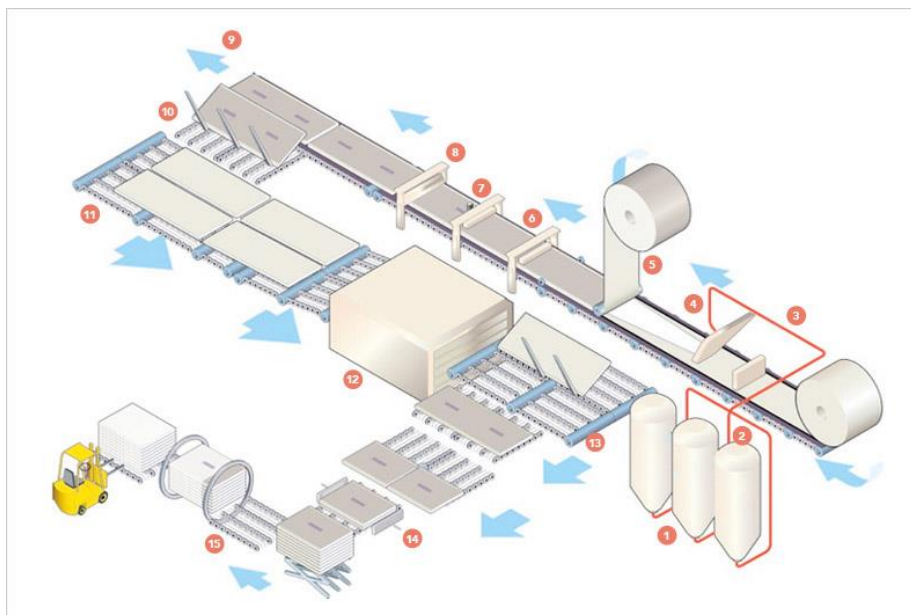


Figura 19. Fasi del processo produttivo di lastre di cartongesso [27].

Il fabbisogno energetico termico in Italia per il settore del gesso e del cartongesso è stimato pari a circa 400 GWh_t/anno. Le potenze termiche medie per gli impianti di calcinazione e di essiccazione vanno dai 10 ai 15

MW_t. In Tabella 4 e Tabella 5 si riportano rispettivamente le specifiche di processo per la calcinazione del gesso e quelle per l'essiccazione del cartongesso, considerando una produzione annua di cartongesso pari a 150000 t.

Tabella 4. Specifiche del processo di calcinazione del gesso.

Parametro	Unità di misura	Valore
Modalità operativa	-	Continua su 24 h
Materiale entrante	-	Gesso biidrato
Materiale entrante	t/anno	153000
Temperatura materiale entrante	°C	25
Materiale uscente	-	Gesso β-emiidrato (90%) +
Materiale uscente	t/anno	Gesso α-emiidrato (10%) 129000
Temperatura materiale uscente	°C	170
Potenza termica per la calcinazione	kW _t	2525
Efficienza mulino di calcinazione	-	0.95
Fluido termovettore di processo	-	Aria
Temperatura fluido termovettore entrante	°C	450
Temperatura fluido termovettore uscente	°C	170
Efficienza del trasporto di calore	-	0.90
Potenza termica da fornire al fluido termovettore	kW _t	2945

Tabella 5. Specifiche del processo di essiccazione del cartongesso.

Parametro	Unità di misura	Valore
Modalità operativa	-	Continua su 24 h
Materiale entrante	-	Gesso emiidrato + Acqua + Additivi
Materiale entrante	t/anno	196000
Acqua in eccesso nel materiale entrante	kg/kg gesso biidrato	0.35
Temperatura materiale entrante	°C	25
Materiale uscente	-	Cartongesso
Materiale uscente	t/anno	150000
Percentuale gesso biidrato nel materiale uscente	-	0.95
Temperatura materiale uscente	°C	110
Potenza termica per l'essiccazione	kW	4877
Efficienza essiccatoio	-	0.98
Fluido termovettore di processo	-	Aria
Temperatura fluido termovettore entrante	°C	280
Temperatura fluido termovettore uscente	°C	100
Efficienza del trasporto di calore	-	0.713
Potenza termica da fornire al fluido termovettore	kW	6985

Per le temperature e le potenze in gioco, le fasi di calcinazione del gesso e di essiccazione del cartongesso possono essere alimentate termicamente da un impianto solare a concentrazione di tipo parabolico lineare

a sali fusi (NaNO_3 60%, KNO_3 40%) operanti nell'intervallo termico 290-550 °C. L'integrazione dell'impianto solare può avvenire a livello di processo: il fluido di processo (l'aria) viene riscaldato mediante uno scambio termico intermedio con il fluido termovettore (integrazione PL_1_PP [16]). L'interfaccia con il processo è dunque rappresentata da uno scambiatore intermedio aria/sali, mentre per l'accumulo termico si può adottare un sistema a doppio serbatoio. In Tabella 6 si riportano le specifiche dell'impianto CST mentre in Figura 20 si riporta lo schema di integrazione della tecnologia solare con i processi appena esaminati.

Tabella 6. Specifiche dell'impianto CST e dell'interfaccia di integrazione per il processo della calcinazione del gesso e dell'essiccazione del cartongesso.

Parametro	Unità di misura	Valore
Tipologia di concentratore solare	-	Parabolico lineare
Tipologia fluido termovettore	-	Miscela sali fusi binari
Temperatura fluido termovettore in ingresso al campo solare	°C	290
Temperatura fluido termovettore in uscita al campo solare	°C	550
Potenza nominale impianto solare	MW	10
Tipologia di accumulo termico	-	Doppio serbatoio
Mezzo di accumulo	-	Miscela sali fusi binari
Temperatura massima accumulo	°C	550
Temperatura minima accumulo	°C	290
Interfaccia di integrazione	-	Scambiatore aria/sali
Tipologia di integrazione	-	PL_1_PP

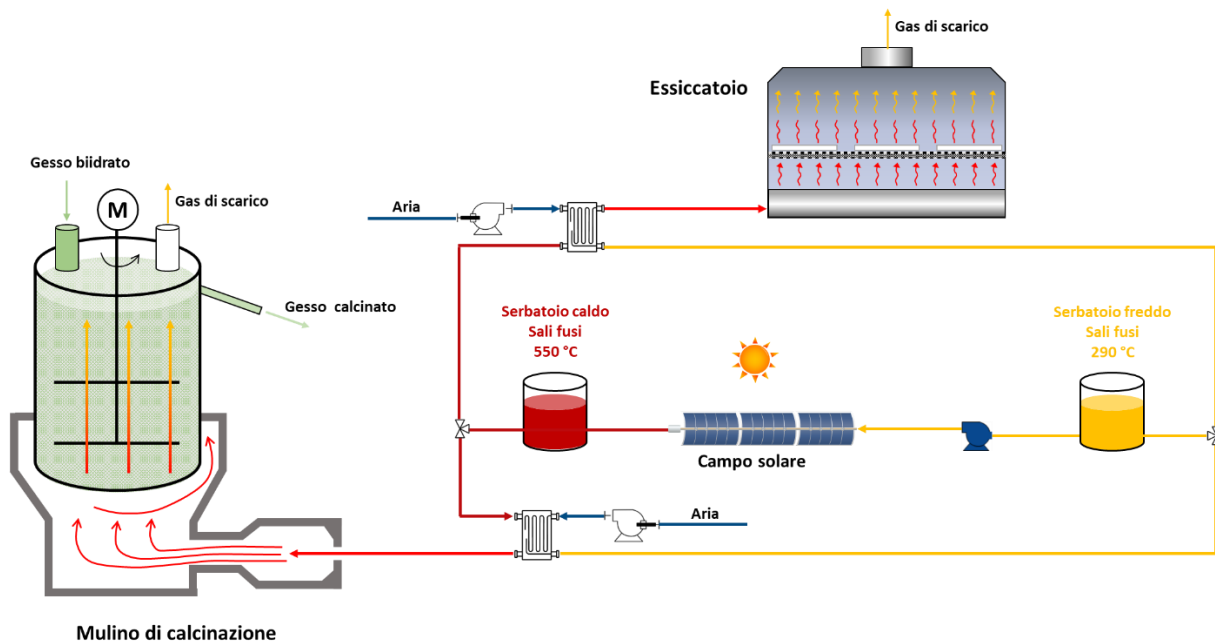


Figura 20. Schema di integrazione della tecnologia CST nei processi di calcinazione del gesso con mulino e di essiccazione del cartongesso.

3.1.2 Dimensionamento di massima dell'interfaccia e valutazione del suo costo specifico

Nel caso di scambio termico tra aria e sali solari occorre considerare tipologie di scambiatori con elevata superficie per compensare i bassi coefficienti di scambio associati all'aria. Una possibile opzione è l'utilizzo di scambiatori "tube&shell" con elevato numero di tubi, a cui però si associa una limitazione nel flusso per unità di superficie, una bassa turbolenza e pertanto un basso coefficiente di scambio termico. Un'opzione più efficiente è l'impiego di scambiatori a tubi alettati. Questi ultimi possono essere realizzati in diversi modi, ma la maniera più semplice e meno costosa è quella di avvolgere intorno ad ogni tubo un nastro metallico disposto ad elica. Affinché lo scambio termico avvenga in maniera efficiente, il moto dell'aria deve essere trasversale al tubo per lambire la superficie delle alette.

La Tabella 7 e la

Tabella 8 mostrano il carico termico, le temperature in gioco, il dimensionamento di massima e il costo di uno scambiatore a tubi alettati da utilizzare per la calcinazione del gesso e l'essiccazione del cartongesso.

Tabella 7. Dimensionamento e costo dello scambiatore aria/sali fusi per la calcinazione del gesso.

Voce	Unità di misura	Valore
Carico termico	MW	3
Temperatura del sale in ingresso	°C	550
Temperatura del sale in uscita	°C	290
Temperatura dell'aria in ingresso	°C	170
Temperatura dell'aria in uscita	°C	450
Portata sale	kg/s	7.4
Portata aria	kg/s	10.2
Diametro interno dei tubi	m	0.02
Diametro esterno dei tubi	m	0.024
Lunghezza dei tubi	m	4.88
Numero di tubi		56
Numero passaggi nei tubi		8
Numero passaggi nel mantello		4
Spessore alette	m	0.001
Diametro alette	m	0.045
Numero di alette per lunghezza tubo	al./m	300
Perdite di carico all'interno dei tubi	bar	2.7
Perdite di carico nel mantello	bar	0.004
Coefficiente di scambio globale	W/(m ² ·K)	558.8
Superficie di scambio	m ²	55.3
Costo	k€	71

Tabella 8. Dimensionamento e costo dello scambiatore aria/sali fusi per l'essiccazione del cartongesso.

Voce	Unità di misura	Valore
Carico termico	MW	7
Temperatura del sale in ingresso	°C	550
Temperatura del sale in uscita	°C	290
Temperatura dell'aria in ingresso	°C	100
Temperatura dell'aria in uscita	°C	280
Portata sale	kg/s	17.3
Portata aria	kg/s	37.9
Diametro interno dei tubi	m	0.025
Diametro esterno dei tubi	m	0.029
Lunghezza dei tubi	m	6.1
Numero di tubi		28
Numero passaggi nei tubi		4
Numero passaggi nel mantello		4
Spessore alette	m	0.001
Diametro alette	m	0.045
Numero di alette per lunghezza tubo	al./m	300
Perdite di carico all'interno dei tubi	bar	2.73
Perdite di carico nel mantello	bar	0.05
Coefficiente di scambio globale	W/(m ² ·K)	899.4
Superficie di scambio	m ²	36.6
Costo	k€	59

3.1.3 Dimensionamento di massima dell'impianto CST e calcolo del LCOH in funzione del sito di installazione

Riguardo al settore del gesso, i siti scelti per l'analisi tecnico/economica della tecnologia SHIP sono Trapani e Pescara, località nelle vicinanze di importanti centri di produzione del gesso. Applicando la metodologia di analisi descritta nel Capitolo 2, è stato effettuato il dimensionamento del campo solare e sono state valutate le prestazioni annuali dell'impianto CST, pervenendo ai risultati riportati in Tabella 9 e Tabella 10 (numero di loop, multiplo solare, superficie specchiante e area di installazione, energia termica prodotta annualmente, fattore di capacità, costi). Nelle Tabelle, in particolare, si evidenzia una forchetta dei costi (CAPEX, OPEX e LCOH) dovuta principalmente all'incertezza sul costo specifico del campo solare, variabile nel caso di un impianto parabolico lineare tra i 150 e i 200 €/m².

La massima variazione del costo del kWh termico nelle diverse soluzioni ottimizzate è inferiore a 1 c€/kWh_t, mentre a parità di configurazione (stesso numero di loop e stesso numero di ore di accumulo), la variabilità del costo del campo solare incide sul costo del kWh termico di circa 1.5 c€/kWh_t. Sebbene le configurazioni ottimizzate degli impianti solari per i due siti siano identiche e, pertanto, le voci economiche di CAPEX e OPEX siano analoghe, il valore del LCOH associato ai due siti varia per effetto della differente quantità di energia termica prodotta. Pertanto, i valori del LCOH per il sito di Pescara risultano mediamente più elevati di circa il 13% rispetto a quelli del sito di Trapani, in quanto il sito di Pescara è caratterizzato da una radiazione normale media inferiore di quasi il 7% (5.06 contro 5.43 kWh/m²/giorno). In Figura 21 si riportano le aliquote del LCOH per un impianto CST con un accumulo termico di 6 ore installato nei due siti considerati: dalle Figure è evidente che la ripartizione dei costi rimane pressoché invariata nei due differenti scenari.

Riguardo l'accumulo termico, esso rappresenta una voce di costo prevalente, in quanto in termini percentuali rappresenta il 15-20% del costo globale di impianto (come visto anche in Figura 7), e richiede l'utilizzo di grandi volumi di materiale, pesando notevolmente anche in termini di impatto ambientale e reperimento del materiale stesso. A livello di ricerca risulta quindi fondamentale investigare soluzioni innovative che richiedano l'uso di materiali a basso costo, possibilmente di scarto, in un'ottica di economia circolare, e con

una elevata densità di accumulo energetico. A questo proposito in ENEA la ricerca è focalizzata sia su soluzioni di accumulo compatte, basate sull'utilizzo di un solo serbatoio (termoclino [28–31]), e di materiali di riciclo (ad esempio scarti siderurgici [32]), sia sull'utilizzo di materiali facilmente reperibili, del tipo cementizio [33], anche potenziati con materiali a cambiamento di fase [34].

Tabella 9. Costo del kWh termico di soluzioni ottimizzate per il settore del gesso nel sito di Trapani.

Parametro	Unità di misura					
Stoccaggio termico	h	0	2	6	12	15
Numero di loop	#	4	6	9	12	13
Multiplo solare	#	1.00	1.50	2.25	3.00	3.25
Superficie degli specchi	m ²	17440	26160	39240	52320	56680
Area di installazione	m ²	50838	76256	114385	152513	165222
Energia termica prodotta	MWh _t /anno	11387	16870	25018	33460	36172
Fattore di capacità	-	0.130	0.193	0.286	0.382	0.413
CAPEX min.	k€	7182	11585	18084	25108	27746
OPEX min	k€	119	191	296	410	452
LCOH min	c€/kWh _t	4.26	4.63	4.87	5.05	5.16
CAPEX max	k€	9362	14855	22989	31648	34831
OPEX max	k€	152	240	370	508	559
LCOH max	c€/kWh _t	5.53	5.91	6.17	6.34	6.46

Tabella 10. Costo del kWh termico di soluzioni ottimizzate per il settore del gesso nel sito di Pescara.

Parametro	Unità di misura					
Stoccaggio termico	h	0	2	6	12	15
Numero di loop	#	4	6	9	12	13
Multiplo solare	#	1.00	1.50	2.25	3.00	3.25
Superficie degli specchi	m ²	17440	26160	39240	52320	56680
Area di installazione	m ²	50838	76256	114385	152513	165222
Energia termica prodotta	MWh _t /anno	10065	14943	22120	29543	31865
Fattore di capacità	-	0.115	0.171	0.253	0.337	0.364
CAPEX min.	k€	7182	11585	18084	25108	27746
OPEX min	k€	118	189	293	406	448
LCOH min	c€/kWh _t	4.81	5.22	5.50	5.71	5.85
CAPEX max	k€	9362	14855	22989	31648	34831
OPEX max	k€	150	238	367	504	554
LCOH max	c€/kWh _t	6.24	6.66	6.96	7.17	7.32

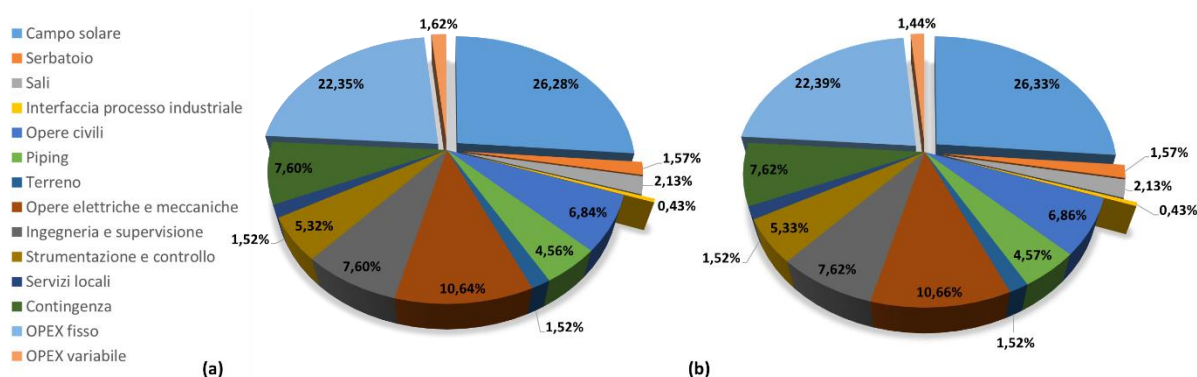


Figura 21. Distribuzione percentuale del LCOH per un impianto CST con un accumulo di 6 ore asservito alla produzione del gesso nei siti di Trapani (a) e Pescara (b).

3.2 Settore della ceramica

3.2.1 Atomizzazione (spray dryer)

La produzione di piastrelle di ceramica è un processo sostanzialmente consolidato, con alcune varianti che possono essere introdotte in funzione del tipo di prodotto finito desiderato. A seguito di una prima fase di macinazione si ottiene un composto dotato di un contenuto d’acqua pari a circa il 35%, che viene dapprima inviato ad apposite vasche dotate di agitatori e successivamente all’atomizzatore. Nella fase di atomizzazione un essiccatoio a spruzzo (*spray dryer*) provoca l’istantanea evaporazione di gran parte dell’acqua dal materiale grazie ad un forte getto di aria calda (500 °C) (Figura 22). In questa seconda fase di preparazione dell’impasto viene consumata prevalentemente energia termica che serve per far evaporare l’acqua dal materiale. L’atomizzatore è generalmente alimentato da un combustore, dove viene bruciato gas naturale. Successivamente, l’aria calda proveniente dalla fornace viene introdotta nella torre di essiccazione (essiccatoio a spruzzo) attraverso un distributore anulare; qui l’aria viene a contatto diretto con il materiale umido (barbottina) iniettato attraverso una serie di ugelli con foro calibrato. Il prodotto così essiccato (dal 35 al circa 5% di umidità) precipita e viene raccolto da cicloni separatori che catturano l’aria umida e abbattano la maggior parte della polvere fine in sospensione. Il ventilatore principale immette l’aria nell’abbattitore (*scrubber*) che completa la depolverizzazione. Attraverso il camino l’aria pulita è infine espulsa verso l’ambiente esterno.

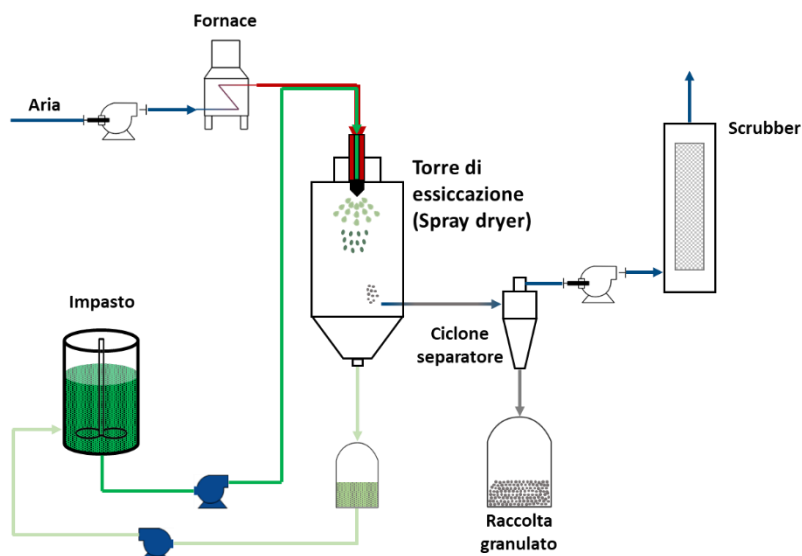


Figura 22. Schema di processo della fase di atomizzazione [36].

Il fabbisogno energetico termico in Italia per l'intero settore della produzione di piastrelle è pari a circa 15000 GWh/anno [37], mentre le potenze termiche degli atomizzatori vanno da 1 a 5 MW [38,39]. La produzione italiana di piastrelle si concentra essenzialmente nelle provincie di Modena e di Reggio Emilia (circa 80%) e nel resto dell'Emilia-Romagna (circa 10%) [40].

In questa analisi è stata considerata una produzione annua di atomizzato pari a 140000 t per una potenza complessiva di circa 10 MW_t elaborata mediante l'utilizzo di 2-3 atomizzatori. In Tabella 11 si riportano le specifiche di processo.

Tabella 11. Specifiche del processo di atomizzazione.

Parametro	Unità di misura	Valore
Modalità operativa	-	Continua su 24 h
Materiale entrante	-	Barbottina (Polvere ceramica + Acqua)
Materiale entrante	t/anno	205000
Umidità nel materiale entrante	kg/kg barbottina	0.35
Temperatura materiale entrante	°C	25
Materiale uscente	-	Polvere umida
Materiale uscente	t/anno	140000
Umidità nel materiale uscente	kg/kg polvere	0.05
Temperatura materiale uscente	°C	65
Capacità evaporativa atomizzatore	-	0.4615
Potenza termica per l'essiccazione	kW _t	8713
Efficienza atomizzatore	-	0.95
Fluido termovettore di processo	-	Aria
Temperatura fluido termovettore entrante	°C	500
Temperatura fluido termovettore uscente	°C	100
Efficienza del trasporto di calore	-	0.922
Potenza termica da fornire al fluido termovettore	kW _t	9953

Per le temperature e le potenze in gioco, la fase di atomizzazione può essere alimentata termicamente da un impianto solare a concentrazione di tipo parabolico lineare a sali fusi (NaNO₃ 60%, KNO₃ 40%) operanti nell'intervallo termico 290-550 °C. L'integrazione dell'impianto solare avviene a livello di processo: il fluido di processo (l'aria) viene riscaldato dal fluido termovettore (sali fusi) mediante uno scambiatore intermedio (integrazione PL_1_PP [16]). L'interfaccia con il processo è quindi rappresentato da uno scambiatore intermedio aria/sali, mentre per l'accumulo termico si ricorre ad un sistema a doppio serbatoio. In Tabella 12 e in Figura 23 si riportano, rispettivamente, le specifiche dell'impianto CST e lo schema di integrazione della tecnologia solare con il processo di atomizzazione.

Tabella 12. Specifiche dell'impianto CST e dell'interfaccia di integrazione per il processo di atomizzazione.

Parametro	Unità di misura	Valore
Tipologia di concentratore solare	-	Parabolico lineare
Tipologia fluido termovettore	-	Miscela sali fusi binari
Temperatura fluido termovettore in ingresso al campo solare	°C	290
Temperatura fluido termovettore in uscita al campo solare	°C	550
Potenza nominale impianto solare	MW	10
Tipologia di accumulo termico	-	Doppio serbatoio
Mezzo di accumulo	-	Miscela sali fusi binari
Temperatura massima accumulo	°C	550
Temperatura minima accumulo	°C	290
Interfaccia di integrazione	-	Scambiatore aria/sali
Tipologia di integrazione	-	PL_1_PP

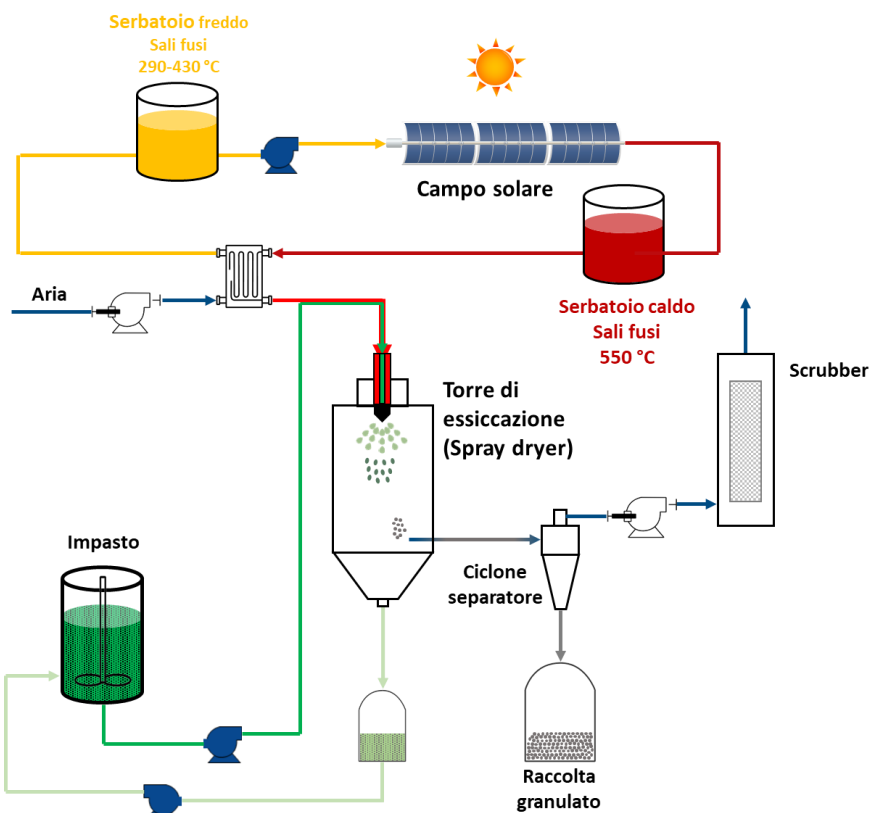


Figura 23. Schema di integrazione della tecnologia CST nel processo di atomizzazione.

3.2.2 Dimensionamento di massima dell'interfaccia e valutazione del suo costo specifico

Analogamente a quanto proposto per il gesso, anche in questo caso i fluidi termici sono aria e sali fusi. Pertanto l'apparecchiatura di interfaccia selezionata è uno scambiatore a tubi alettati, le cui caratteristiche e costi sono riportati in Tabella 13.

Tabella 13. Dimensionamento e costo dello scambiatore aria/sali fusi per la fase di atomizzazione.

Voce	Unità di misura	Valore
Carico termico	MW	10
Temperatura del sale in ingresso	°C	550
Temperatura del sale in uscita	°C	290
Temperatura dell'aria in ingresso	°C	100
Temperatura dell'aria in uscita	°C	500
Portata sale	kg/s	24.8
Portata aria	kg/s	23.9
Diametro interno dei tubi	m	0.0200
Diametro esterno dei tubi	m	0.024
Lunghezza dei tubi	m	4.880
Numero di tubi		120
Numero passaggi nei tubi		4
Numero passaggi nel mantello		4
Spessore alette	m	0.001
Diametro alette	m	0.045
Numero di alette per lunghezza tubo	al./m	300
Perdite di carico all'interno dei tubi	bar	0.85
Perdite di carico nel mantello	bar	0.018
Coefficiente di scambio globale	W/(m ² ·K)	818.50
Superficie di scambio	m ²	119
Costo	k€	98

3.2.3 Dimensionamento di massima dell'impianto CST e calcolo del LCOH in funzione del sito di installazione

Per l'analisi tecno-economica dell'integrazione tra tecnologia CST e l'operazione di atomizzazione sono stati selezionati i siti di Modena (dove, insieme a Reggio Emilia, si concentra circa l'80% della produzione italiana di piastrelle) e di Salerno. Applicando la metodologia di analisi descritta nel Capitolo 2, è stato effettuato il dimensionamento del campo solare e sono state valutate le prestazioni annuali dell'impianto CST, pervenendo ai risultati riportati in Tabella 14 e Tabella 15 (numero di loop, multiplo solare, superficie specchiante e area di installazione, energia termica prodotta annualmente, fattore di capacità, costi). Analogamente a quanto evidenziato nel paragrafo 3.1.3, nelle Tabelle si riporta una forchetta dei costi (CAPEX, OPEX e LCOH), dovuta principalmente alla variabilità del costo specifico del campo solare (tra i 150 e i 200 €/m²).

Il costo del kWh termico per il sito di Modena è mediamente superiore del 30% rispetto al sito di Salerno. Ciò è dovuto essenzialmente ad una radiazione normale media inferiore di Modena rispetto a Salerno (del 22%, ossia 3.66 contro 4.70 kWh/m²/giorno), che ha un duplice effetto: 1) sovradimensionamento del campo solare di Modena per soddisfare i fabbisogni termici del processo, con costi maggiorati del CAPEX, e 2) produzione di energia termica annuale inferiore. La massima variazione del costo del kWh termico nelle diverse soluzioni ottimizzate è circa pari a 1 c€/kWh_t per l'impianto di Salerno e di circa 1.5 c€/kWh_t per quello di Modena. A parità di configurazione (stesso numero di loop e stesso numero di ore di accumulo), l'incertezza del costo del campo solare incide sul LCOH di quasi 1.5 c€/kWh_t nel caso di Salerno e di quasi 2 c€/kWh_t per Modena. In Figura 24 si riportano le aliquote del LCOH per un impianto CST con un accumulo termico di 6 ore installato nei due siti considerati: dalle Figure è evidente che la ripartizione dei costi rimane pressochè invariata nei due differenti scenari.

Facendo un confronto con impianti di pari potenza (10 MW_t, come nel caso del gesso, presentati nel paragrafo 3.1.3), si deduce che la scelta del sito di installazione, e quindi delle condizioni meteo-climatiche al contorno, influisce in modo sostanziale sul costo del kWh termico, variando dai 4.26 c€/kWh_t per l'impianto

di Trapani ai 6.60 c€/kWh_t per quello di Modena (nella configurazione senza accumulo termico e con il costo specifico del campo solare pari a 150 €/m²).

Nella presente analisi sono stati esaminati principalmente i processi unitari a media e ad alta temperatura (> 200 °C). Tuttavia, nel caso specifico del settore della ceramica, in accoppiamento alla fase di atomizzazione, l'impianto CST potrebbe alimentare in successione anche la fase di essiccamento, in cui viene utilizzata prevalentemente energia termica sotto forma di aria calda a temperatura compresa tra 80 e 160 °C [16].

Tabella 14. Costo del kWh termico di soluzioni ottimizzate per il settore della ceramica nel sito di Modena.

Parametro	Unità di misura					
Stoccaggio termico	h	0	2	6	12	15
Numero di loop	#	4	7	10	14	15
Multiplo solare	#	1.00	1.75	2.50	3.50	3.75
Superficie degli specchi	m ²	17440	30520	43600	61040	65400
Area di installazione	m ²	50838	88966	127094	177932	190641
Energia termica prodotta	MWh _t /anno	7218	12304	17381	24214	25781
Fattore di capacità	-	0.082	0.140	0.198	0.276	0.294
CAPEX min	k€	7102	13157	19656	28332	30970
OPEX min	k€	114	210	312	449	490
LCOH min	c€/kWh _t	6.60	7.16	7.57	7.82	8.03
CAPEX max	k€	9282	16972	25106	35962	39145
OPEX max	k€	146	267	394	564	613
LCOH max	c€/kWh _t	8.59	9.21	9.64	9.91	10.12

Tabella 15. Costo del kWh termico di soluzioni ottimizzate per il settore della ceramica nel sito di Salerno.

Parametro	Unità di misura					
Stoccaggio termico	h	0	2	6	12	15
Numero di loop	#	4	6	9	12	14
Multiplo solare	#	1.00	1.50	2.25	3.00	3.50
Superficie degli specchi	m ²	17440	26160	39240	52320	61040
Area di installazione	m ²	50838	76256	114385	152513	177932
Energia termica prodotta	MWh _t /anno	9528	14045	20830	27971	32027
Fattore di capacità	-	0.109	0.160	0.238	0.319	0.366
CAPEX min	k€	7102	11505	18004	25028	29318
OPEX min	k€	116	187	291	403	472
LCOH min	c€/kWh _t	5.02	5.51	5.81	6.01	6.14
CAPEX max	k€	9282	14775	22909	31568	36948
OPEX max	k€	149	236	364	501	586
LCOH max	c€/kWh _t	6.53	7.05	7.36	7.55	7.72

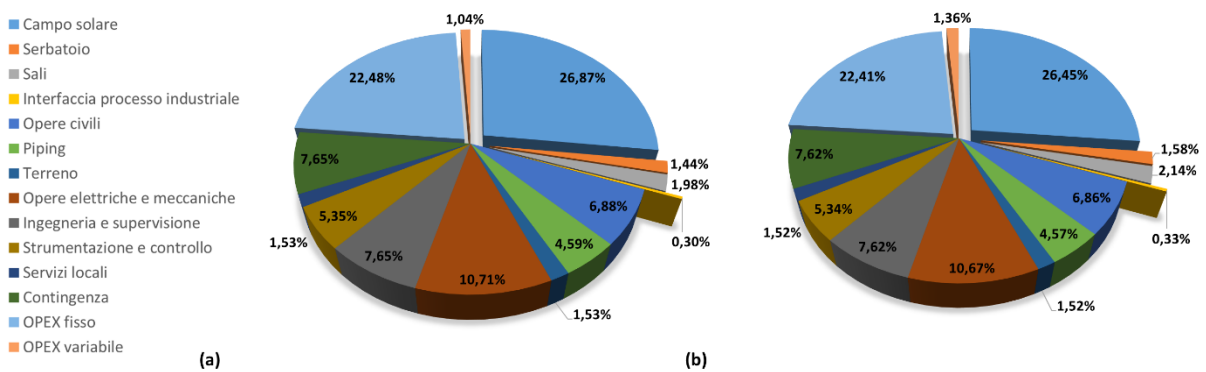


Figura 24. Distribuzione percentuale del LCOH per un impianto CST con un accumulo di 6 ore asservito al processo di atomizzazione nei siti di Modena (a) e Salerno (b).

3.3 Settore della chimica

3.3.1 Visbreaking

L'industria chimica si compone di diversi settori e presenta una molteplicità di processi di produzione e una grande diversificazione di prodotti. Differentemente dagli altri settori industriali, i combustibili fossili vengono utilizzati non solo per la fornitura di calore, ma anche come materia prima: l'aliquota di idrocarburi utilizzati come materia prima dell'industria chimica rappresenta il 40-50% del totale. Il settore petrolchimico, in particolare, riguarda la trasformazione e l'utilizzazione dei prodotti derivati dalla raffinazione del petrolio e dei gas naturali, ed è principalmente rivolto alla produzione dei composti organici che rappresentano gli intermedi chimici per la sintesi di molti prodotti di consumo e industriali.

Di conseguenza, i consumi energetici sono eterogenei e tipicamente il combustibile costituisce anche la stessa materia prima. Dal punto di vista energetico i due processi più rilevanti del sottosectore sono il cracking (vapore, catalitico o visbreaking) e il reforming. Il cracking è finalizzato alla scissione delle molecole di idrocarburi in unità più piccole, mentre il reforming, mediante parziale ossidazione, trasforma gli idrocarburi in gas di sintesi.

L'uso principale del cracking in raffineria avviene nei processi di conversione termici e/o catalitici per modificare le rese del grezzo a favore dei prodotti più leggeri di quelli di partenza, quali la benzina o il gasolio, per mezzo della rottura di molecole complesse.

Tra i processi più idonei ad un'integrazione termica da solare a concentrazione, particolare interesse rivestono il visbreaking, il cracking catalitico e il cracking termico. Il visbreaking è un trattamento di blando cracking termico condotto su residui di distillazione atmosferica (topping) o di distillazione sotto vuoto, al fine di ridurre la viscosità e di ottenere oli combustibili di opportune caratteristiche. Un impianto di visbreaking principalmente consiste di un forno, un'eventuale camera di sosta detta soaker e di una colonna di frazionamento (Figura 25). La presenza del soaker consente di ridurre il consumo termico poiché al suo interno vengono completate le reazioni avviate nel forno, permettendo temperature operative inferiori a scapito però di minore stabilità e flessibilità. Le temperature operative sono comunque comprese tra 420 e 500 °C e le pressioni tra 3 e 20 bar, variabili dipendentemente dalla regolazione della vaporizzazione nel soaker: aumentando la pressione si riduce la frazione di vaporizzato, si allunga il tempo di reazione, cresce la conversione, la stabilità dei prodotti e la deposizione del coke, e quindi la qualità del prodotto. In tali condizioni si ottiene in uscita un prodotto in fase liquida. L'effluente del soaker (o del forno) viene successivamente frazionato in una colonna di distillazione dotata di stripper per il gasolio. Il residuo può essere stoccato, miscelato o inviato alla distillazione sotto vuoto. Il prodotto di testa della colonna viene infine condensato parzialmente, ottenendo una separazione tra frazioni più leggere e pesanti.

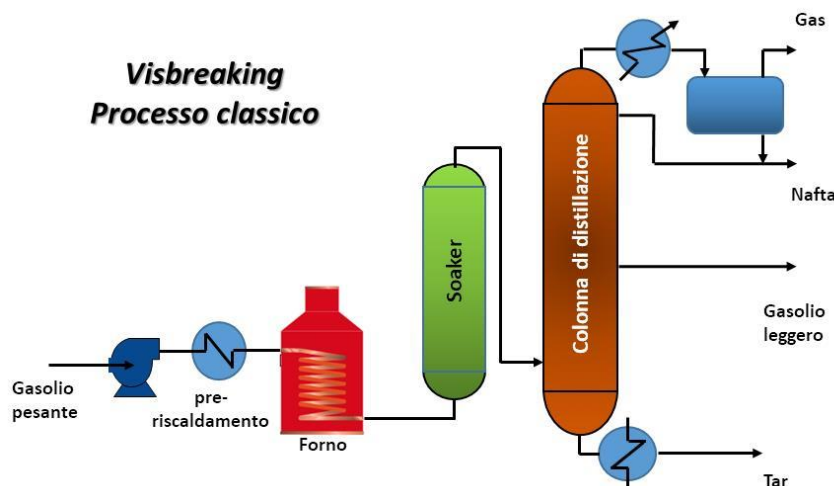


Figura 25. Schema semplificato del processo di visbreaking.

La qualità dell'alimentazione di un visbreaker varia considerevolmente con il tipo di petrolio greggio processato nella raffineria. A titolo di esempio, un residuo tipico proveniente da una distillazione sotto vuoto in Arabia, ha densità di 1020 kg/m^3 , 930 cSt di viscosità e 4% di contenuto di zolfo in uscita. È evidente in questo caso l'altissima viscosità dell'alimentazione del visbreaking, che viene ridotta attraverso il processo a circa 115 cSt .

La cosiddetta "severità" del funzionamento del visbreaker è normalmente limitata dalla necessità di produrre un residuo del visbreaker che possa essere miscelato per creare un olio combustibile stabile, ossia non soggetto alla deposizione di sedimenti.

L'alimentazione ad un visbreaker può essere considerato composto da:

- Asfalteni: grandi molecole policicliche sospese nell'olio in forma colloidale;
- Resine: anche policicliche ma di peso molecolare inferiore rispetto agli asfalteni;
- Idrocarburi aromatici: derivati di benzene, toluene e xileni;
- Idrocarburi paraffinici: alcani.

Il visbreaking rompe preferenzialmente i composti alifatici che hanno contenuti di zolfo relativamente bassi, bassa densità e alta viscosità e l'effetto della loro rimozione può essere chiaramente rilevato nel cambiamento di qualità tra alimentazione e prodotto. La successiva aggiunta di un diluente per produrre un olio combustibile può causare la rottura del colloide, facendo precipitare gli asfalteni come fango. È stato osservato che è più probabile che un diluente paraffinico causi precipitazione rispetto a uno aromatico.

I principali impianti italiani hanno una capacità media dei processi di cracking pari a circa 36.4 Mt/anno [41], con una capacità di produzione di 29000 barili al giorno relativa al visbreaking [42], e una potenza termica richiesta che va dai 13 ai 30 MW [43].

Nella presente analisi è stata considerata una produzione annua pari a 850000 t per una potenza complessiva della sola fase di riscaldamento (da 150 a 450°C) pari a circa 18.5 MW (prima dell'ingresso nel soaker). In Tabella 16 si riportano le specifiche di processo del visbreaking.

Tabella 16. Specifiche del processo di visbreaking.

Parametro	Unità di misura	Valore
Modalità operativa	-	Continua su 24 h
Materiale entrante	-	Olio pesante
Materiale entrante	t/anno	850000
Temperatura materiale entrante	°C	25
Materiale uscente	-	Gasolio
Materiale uscente	t/anno	850000
Temperatura materiale uscente	°C	450
Potenza termica per riscaldamento	MW _t	18
Efficienza scambiatore	-	0.97
Fluido termovettore di processo	-	Sali solari
Temperatura fluido termovettore entrante	°C	550
Temperatura fluido termovettore uscente	°C	290
Potenza termica da fornire al fluido termovettore	MW _t	18.5

La soluzione di integrazione tra processo chimico e impianto solare proposta nel presente lavoro richiede la sostituzione del forno di cracking con un forno solare, ossia uno scambiatore di calore, anche del tipo shell and tube, in cui la carica di idrocarburi fluisca all'interno dei tubi e il calore di processo venga fornito dai sali solari contenuti nel mantello. Tipicamente gli impianti di cracking hanno taglia medio-grande ed è quindi possibile ipotizzare un accumulo termico a sali a doppio serbatoio che garantisca continuità di funzionamento al processo industriale indipendentemente dalla disponibilità della sorgente solare. In Figura 26 è riportato lo schema semplificato del processo visbreaking in accoppiamento con un impianto solare a concentrazione; ovviamente tale schema di integrazione è valido anche per la fornitura di calore al cracking termico e catalitico, pur con qualche modifica nelle condizioni operative di reazione. In Tabella 17 vengono invece sinteticamente riportate le principali specifiche di integrazione elaborate per l'accoppiamento termico tra il processo in esame e la tecnologia CST selezionata per la fornitura di calore. In questo specifico caso applicativo, l'integrazione tra utenza industriale e impianto solare è a livello di processo, con uno schema del tipo PL_3 in cui il calore solare è direttamente fornito all'apparecchiatura di processo (scambiatore a fascio tubiero/forno).

Tabella 17. Specifiche dell'impianto CST e dell'interfaccia di integrazione per il processo di visbreaking.

Parametro	Unità di misura	Valore
Tipologia di concentratore solare	-	Parabolico lineare
Tipologia fluido termovettore	-	Miscela sali fusi binari
Temperatura fluido termovettore in ingresso al campo solare	°C	290
Temperatura fluido termovettore in uscita al campo solare	°C	550
Potenza nominale impianto solare	MW	10
Tipologia di accumulo termico	-	Doppio serbatoio
Mezzo di accumulo	-	Miscela sali fusi binari
Temperatura massima accumulo	°C	550
Temperatura minima accumulo	°C	290
Interfaccia di integrazione	-	Scambiatore olio/sali
Tipologia di integrazione	-	PL_3

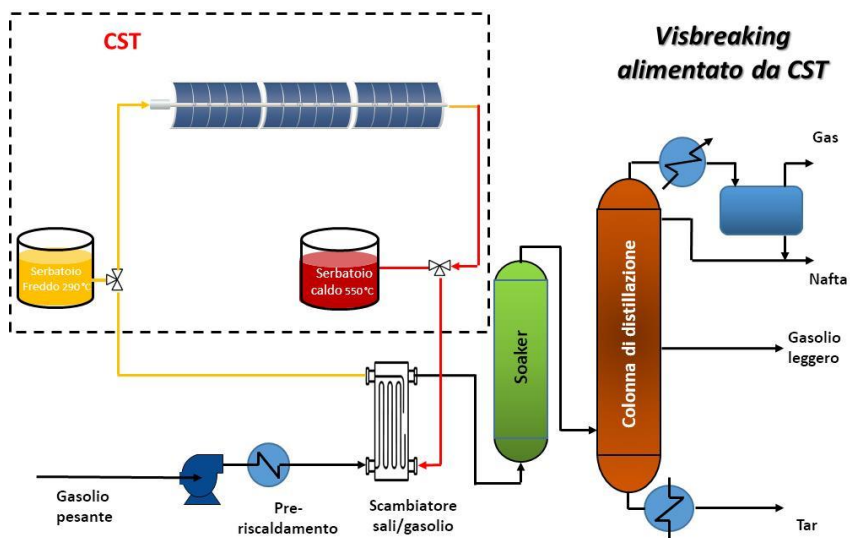


Figura 26. Schema semplificato del processo di visbreaking integrato con un impianto solare a concentrazione dotato di accumulo termico.

3.3.2 Dimensionamento di massima dell’interfaccia e valutazione del suo costo specifico

L’interfaccia processo/impianto CST proposta per il visbreaking alimentato da energia solare, consiste di uno scambiatore di calore che utilizza sali fusi come fluido termico ad una temperatura di 550 °C e come fluido di processo l’alimentazione del visbreaking, costituita da “oli pesanti”.

Essendo l’alimentazione del visbreaking molto viscosa, i coefficienti di scambio termico lato-olio sono piuttosto limitati se non si assicura un’adeguata turbolenza. Una tipologia di scambiatore che potrebbe essere utilizzata a tale scopo è quella cosiddetta “a spirale”, costituita da una camera avvolta a spirale e percorsa all’interno da un fluido, mentre l’altro fluido attraversa la zona lasciata libera dalla spirale in controcorrente o a correnti incrociate.

La

Tabella 18 riporta il carico termico, le temperature in gioco, il dimensionamento di massima e il costo complessivo degli scambiatori a spirale per la presente applicazione. Per completezza dell'analisi, è stato effettuato anche il dimensionamento di uno scambiatore "shell&tube", adibito alla medesima funzione. Quest'ultimo avrebbe, a causa del più basso coefficiente di scambio termico (70 vs 150 W/m²), una superficie di scambio di 2231 m² ed un costo di circa 876 k€, risultando quindi meno conveniente.

Tabella 18. Dimensionamento e costo dello scambiatore olio/sali fusi per il visbreaking.

Voce	Unità di misura	Valore
Calore da scambiare	MW	18
Temperatura ingresso olio pesante	°C	150
Temperatura uscita olio	°C	450
Temperatura ingresso sale	°C	550
Temperatura uscita sale	°C	290
Coefficiente di scambio termico olio	W/m ² ·°C	233
Coefficiente di scambio termico sale	W/m ² ·°C	1500
Coefficiente globale di scambio termico	W/m ²	150
Superficie di scambio	m ²	1009
Massima superficie scambiatore	m ²	170
Numero scambiatori	-	6.0
Numero scambiatori in parallelo	-	2
Altezza spirale	m	1.5
Altezza effettiva	m	1.485
Portata liquida per ogni scambiatore teorica	m ³ /h	56
Lunghezza canale	m	55
Diametro centro	m	0.3
Diametro esterno	m	1.6
Pressione	bar	12
Calore specifico olio	J/(kg·°C)	2216
Portata liquida per ogni scambiatore effettiva sali	kg/s	22.3
Portata liquida per ogni scambiatore effettiva olio	kg/s	13.5
Costo totale in AISI 304	k€	548.2

3.3.3 Dimensionamento di massima dell'impianto CST e calcolo del LCOH in funzione del sito di installazione

L'analisi tecno-economica dell'integrazione della tecnologia CST nel processo di visbreaking è stata condotta per i siti di Gela e di Cagliari, località caratterizzate dalla presenza di rilevanti raffinerie petrolchimiche italiane. Applicando la metodologia di analisi descritta nel Capitolo 2, è stato effettuato il dimensionamento del campo solare e sono state valutate le prestazioni annuali dell'impianto CST, pervenendo ai risultati riportati in Tabella 19 e Tabella 20 (numero di loop, multiplo solare, superficie specchiante e area di installazione, energia termica prodotta annualmente, fattore di capacità, costi). Analogamente a quanto evidenziato nel paragrafo 3.1.3, nelle Tabelle si riporta una forchetta dei costi (CAPEX, OPEX e LCOH), dovuta principalmente alla variabilità del costo specifico del campo solare (tra i 150 e i 200 €/m²).

La differenza di costo del kWh termico tra le diverse soluzioni ottimizzate è inferiore ad 1 c€/kWh_t, mentre a parità di configurazione (stesso numero di loop e stesso numero di ore di stoccaggio), la variabilità del costo del campo solare incide sul costo del kWh termico di 1.2 e 1.4 c€/kWh_t, rispettivamente per i siti di Gela e di Cagliari. I valori del LCOH per il sito di Cagliari risultano mediamente più elevati di circa il 20% rispetto a quelli del sito di Gela perché il sito di Cagliari è caratterizzato da una radiazione normale media inferiore di quasi il 12% (5.18 contro 5.92 kWh/m²/giorno). In Figura 27 si riportano le aliquote del LCOH per un impianto CST con un accumulo termico di 6 ore installato nei due siti considerati: dalle Figure è evidente che la ripartizione dei costi rimane pressoché invariata nei due differenti scenari. Da notare come l'interfaccia con il processo industriale in questo caso rappresenti circa l'1% del costo totale (maggiore dei casi precedenti pari a 0.3-0.4%)

Tabella 19. Costo del kWh termico di soluzioni ottimizzate per il visbreaking nel sito di Gela.

Parametro	Unità di misura	0	2	6	12	15
Stoccaggio termico	h	0	2	6	12	15
Numero di loop	#	8	12	16	23	24
Multiplo solare	#	1.08	1.62	2.16	3.11	3.24
Superficie degli specchi	m ²	34880	52320	69760	100280	104640
Area di installazione	m ²	101675	152513	203350	292316	305026
Energia termica prodotta	MWh _t /anno	24130	37161	49768	70925	74246
Fattore di capacità	-	0.149	0.229	0.307	0.438	0.458
CAPEX min	k€	14835	22954	31931	46801	50058
OPEX min	k€	247	381	529	773	825
LCOH min	c€/kWh _t	4.16	4.18	4.34	4.46	4.55
CAPEX max	k€	19195	29494	40651	59336	63138
OPEX max	k€	312	480	660	961	1021
LCOH max	c€/kWh _t	5.35	5.34	5.49	5.62	5.71

Tabella 20. Costo del kWh termico di soluzioni ottimizzate per il visbreaking nel sito di Cagliari.

Parametro	Unità di misura	0	2	6	12	15
Stoccaggio termico	h	0	2	6	12	15
Numero di loop	#	8	12	16	23	26
Multiplo solare	#	1.08	1.62	2.16	3.11	3.51
Superficie degli specchi	m ²	34880	52320	69760	100280	113360
Area di installazione	m ²	101675	152513	203350	292316	330444
Energia termica prodotta	MWh _t /anno	20640	30485	40661	58055	64868
Fattore di capacità	-	0.127	0.188	0.251	0.358	0.400
CAPEX min	k€	14835	22954	31931	46801	53362
OPEX min	k€	243	375	520	760	865
LCOH min	c€/kWh _t	4.84	5.07	5.28	5.42	5.53
CAPEX max	k€	19195	29494	40651	59336	67532
OPEX max	k€	309	473	650	948	1078
LCOH max	c€/kWh _t	6.24	6.49	6.70	6.85	6.97

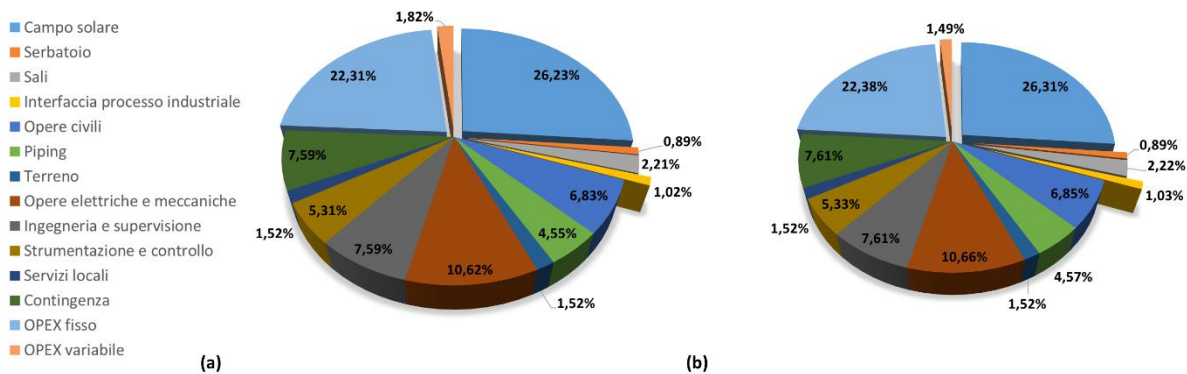


Figura 27. Distribuzione percentuale del LCOH per un impianto CST con un accumulo di 6 ore asservito al processo di visbreaking nei siti di Gela (a) e Cagliari (b).

3.4 Raffinazione dell'olio

3.4.1 Deodorizzazione

La deodorizzazione (o deodorazione) è un procedimento dell'industria alimentare mediante il quale vengono neutralizzati i cattivi odori relativi a sostanze o trattamenti [44]. Tale operazione è essenziale per gli oli e i grassi destinati all'alimentazione umana. Le sostanze che producono cattivo odore sono di natura diversa, per lo più costituite da aldeidi, chetoni, acidi grassi a basso peso molecolare, idrocarburi non saturi, terpeni. Anche se essi sono presenti in percentuali molto basse, tuttavia possono rendere inutilizzabili gli oli o i grassi, sia per uso commestibile, sia per uso industriale. Le sostanze volatili che causano cattivi odori sono in parte trattenute dagli adsorbenti solidi che possono venire utilizzati in fasi lavorative precedenti, come la decolorazione mediante carboni attivi, allumina o gel di silice. Il vero e proprio trattamento di deodorizzazione consiste nel far gorgogliare vapore surriscaldato attraverso strati di olio deaerato in recipienti sottovuoto. In Figura 28 viene schematizzato il processo di un impianto di deodorizzazione continua. L'olio da trattare, preventivamente deaerato in 1, passa nel recuperatore 2 (che può essere esterno o interno alla camera di deodorizzazione) dove viene preriscaldato a spese del calore ceduto dall'olio in uscita dalla colonna di sottovuoto. Successivamente l'olio attraversa il riscaldatore a vapore 3 e viene introdotto nella parte alta della colonna 4, in corrispondenza del piatto superiore. Dal piatto superiore l'olio scende nei piatti sottostanti incontrando il vapore in controcorrente. L'olio uscente, dopo aver ceduto calore nel recuperatore 2, viene ulteriormente raffreddato e poi filtrato. In alcune soluzioni compatte, il recuperatore potrebbe essere posto nella parte inferiore del deodorizzatore.

La permanenza dell'olio all'interno della colonna di sottovuoto diminuisce all'aumentare della temperatura di processo. Solitamente la deodorizzazione richiede 4-5 h operative quando l'olio viene riscaldato a circa 220 °C: per raggiungere tali temperature, nel riscaldatore 3 viene inviato vapore a temperatura superiore ai 450 °C. Il trattamento di deodorazione consiste nell'introdurre vapore (160 °C) nella colonna di gorgogliamento con un rapporto ponderale di 3 a 100 rispetto all'olio [44]. Il vuoto praticato nell'impianto (pressioni di circa 0.01 bar) solitamente viene realizzato in maniera più efficace mediante l'azione combinata di vapore e pompe da vuoto.

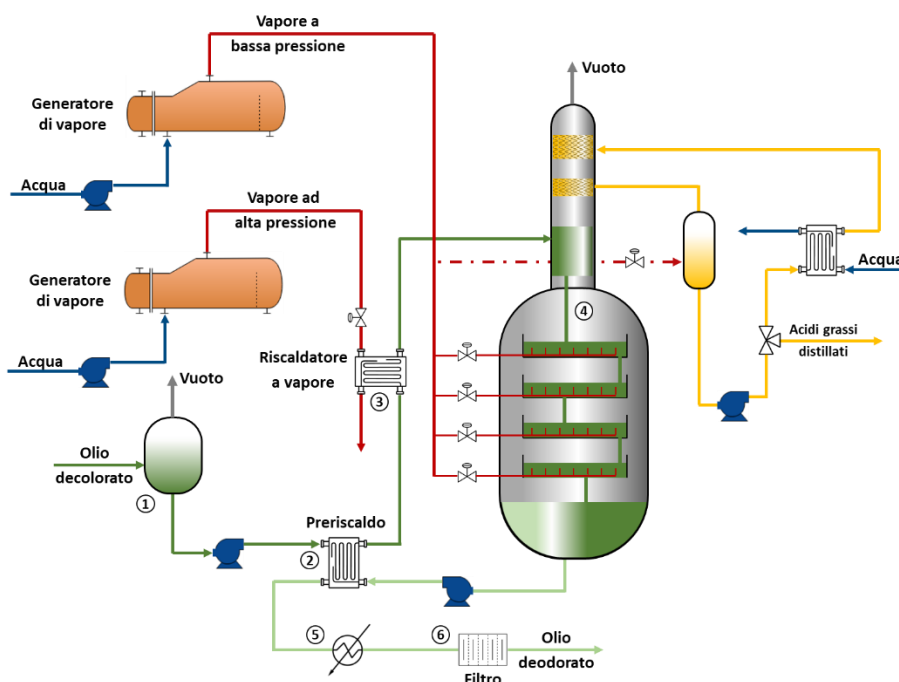


Figura 28. Schema del processo di deodorizzazione dell'olio [44].

Il fabbisogno energetico termico in Italia per il settore degli oli vegetali si stima pari a circa 450 GWh_t/anno, mentre gli impianti per la deodorizzazione richiedono potenze dai 3 ai 5 MW_t [45].

In Tabella 21 si riportano le specifiche di processo per la deodorizzazione dell'olio considerando una produzione annua pari a 300000 t, relativa a due linee di produzione. Si noti che, durante la decolorazione l'olio viene riscaldato tra i 60 e gli 80 °C (70 °C come valore medio), mentre dopo la colonna di sottovuoto l'olio viene raffreddato fino 20-30 °C

Tabella 21. Specifiche del processo di deodorizzazione dell'olio.

Parametro	Unità di misura	Valore
Modalità operativa	-	Continua su 24 h
Materiale entrante	-	Olio di semi decolorato
Materiale entrante	t/anno	300000
Temperatura materiale entrante	°C	70
Materiale uscente	-	Olio di semi deodorato
Materiale uscente	t/anno	300000
Temperatura materiale uscente	°C	25
Potenza termica per riscaldare l'olio	kW _t	1500
Fluidi termovettori di processo	-	Vapore ad alta e a bassa pressione
Temperatura fluido termovettore entrante	°C	450 e 160
Temperatura fluido termovettore uscente	°C	80
Potenza termica da fornire al fluido termovettore	kW _t	5714

In

Tabella 22 vengono riportate le principali specifiche di integrazione per l'accoppiamento tra il processo di deodorizzazione e la tecnologia CST. In particolare, con l'utilizzo concomitante del vapore a bassa e alta pressione, l'integrazione tra utenza industriale e impianto solare avviene in due punti distinti: il primo, a livello di processo, con uno schema del tipo PL_4_BP [16], in cui il vapore "solare" viene direttamente iniettato nell'apparecchiatura di processo (colonna sotto vuoto di desorbimento); il secondo, a livello di fornitura, con uno schema di tipo SL_1 [16], in cui il vapore ad alta pressione riscalda l'olio a monte della colonna di desorbimento. Per l'accoppiamento del processo di deodorizzazione con la tecnologia solare a concentrazione si propone un impianto di tipo parabolico lineare a sali fusi (NaNO₃ 60%, KNO₃ 40%) operanti nell'intervallo di temperatura 290-550 °C, con due generatori di vapore posti a valle del sistema di accumulo (del tipo a doppio serbatoio). In Figura 29 si riporta lo schema di integrazione della tecnologia solare con i processi esaminati.

Tabella 22. Specifiche dell'impianto CST e dell'interfaccia di integrazione per il processo di deodorizzazione dell'olio.

Parametro	Unità di misura	Valore
Tipologia di concentratore solare	-	Parabolico lineare
Tipologia fluido termovettore	-	Miscela sali fusi binari
Temperatura fluido termovettore in ingresso al campo solare	°C	290
Temperatura fluido termovettore in ingresso al campo solare	°C	550
Potenza nominale impianto solare	MW	5.8
Tipologia di accumulo termico	-	Doppio serbatoio
Mezzo di accumulo	-	Miscela sali fusi binari
Temperatura massima accumulo	°C	550
Temperatura minima accumulo	°C	290
Interfaccia di integrazione	-	Generatore di vapore
Tipologia di integrazione	-	PL_4_BP & SL_1

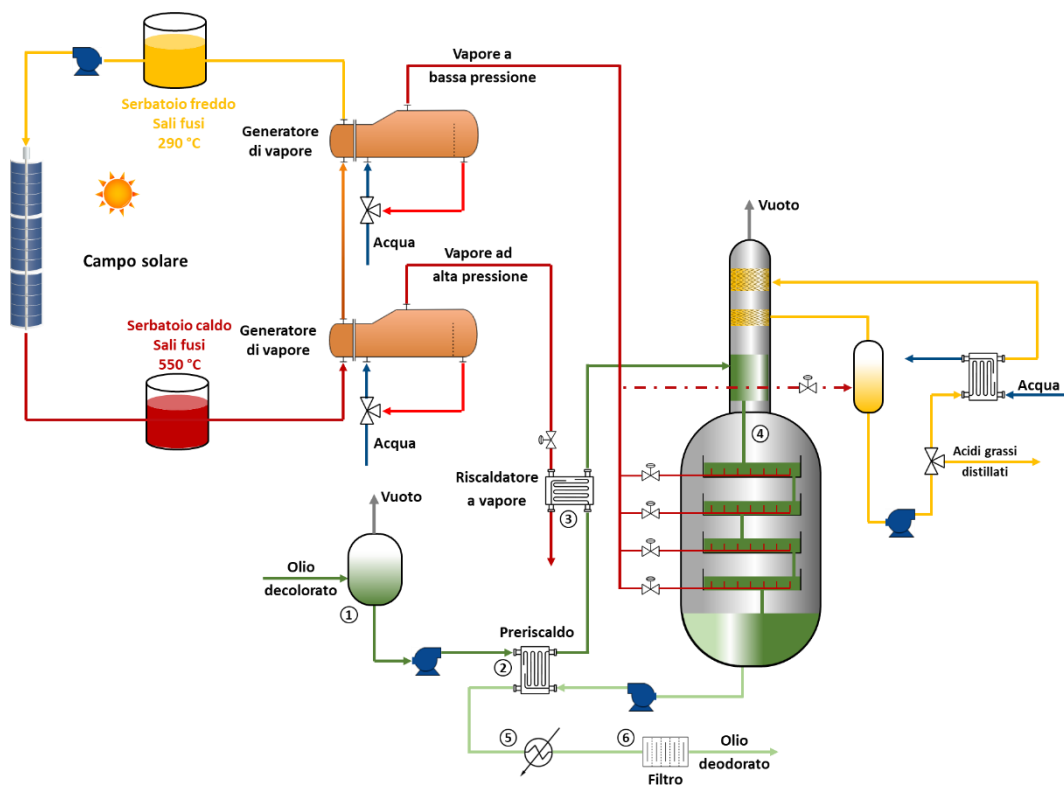


Figura 29. Schema di integrazione della tecnologia solare a concentrazione nel processo di deodorizzazione dell'olio con generatori di vapore.

3.4.2 Dimensionamento di massima dell'interfaccia e valutazione del suo costo specifico

Riguardo al processo di deodorizzazione, per produrre il vapore richiesto a 61 e 4 bar, occorre disporre di un economizzatore, un generatore di vapore ed un surriscaldatore per ognuna delle due linee di vapore previste. Nel caso in esame, grazie alle pressioni operative del vapore, le piccole dimensioni richieste per i preriscaldatori e i surriscaldatori, non si è ritenuto necessario utilizzare scambiatori a tubi alettati, ma si è ipotizzato l'uso dei più economici tubi piani, utilizzati anche per i generatori di vapore di tipo *kettle* a tubi orizzontali.

Si è ipotizzato di adottare una configurazione in serie degli scambiatori/generatori di vapore rispetto al fluido termico, costituito da sali solari a 550°C. La corrente di sali fusi in uscita dal serbatoio caldo di accumulo viene prima inviato nel surriscaldatore/generatore di vapore/preriscaldatore a 61 bar e successivamente nel surriscaldatore/generatore di vapore/preriscaldatore a 4 bar, prima di essere riportato nel serbatoio freddo a circa 290 °C. I risultati del dimensionamento delle apparecchiature di interfaccia sono riportati in Tabella 23,

Tabella 24 e Tabella 25.

Tabella 23. Dimensionamento e costo dei surriscaldatori acqua/sali fusi per deodorizzazione.

Voce	Unità di misura	Valore	Valore
Pressione vapore	bar	61	4
Carico termico	MW	0.35	0.06
Temperatura del sale in ingresso	°C	550	473
Temperatura del sale in uscita	°C	534	470
Temperatura dell'acqua in ingresso	°C	542	472
Temperatura dell'acqua in uscita	°C	277	144
Portata sale	kg/s	14.5	14.5
Portata acqua	kg/s	0.56	1.69
Diametro interno dei tubi	m	0.0172	0.0172
Diametro esterno dei tubi	m	0.021	0.021
Lunghezza dei tubi	m	2.44	2.44
Numero di tubi	-	36	30
Numero passaggi nei tubi	-	2	2
Numero passaggi nel mantello	-	1	1
Perdite di carico all'interno dei tubi	bar	0.5	0.7
Perdite di carico nel mantello	bar	0.01	0.00
Coefficiente di scambio globale	W/m ²	391.6	46.2
Superficie di scambio	m ²	5.74	4.78
Costo	k€	29	16

Tabella 24. Dimensionamento e costo dei generatori di vapore acqua/sali fusi per deodorizzazione.

Voce	Unità di misura	Valore	Valore
Pressione vapore	bar	61	4
Carico termico	MW	0.87	3.55
Temperatura del sale in ingresso	°C	534	470
Temperatura del sale in uscita	°C	496	312
Temperatura dell'acqua in ingresso	°C	515	391
Temperatura dell'acqua in uscita	°C	277	144
Portata sale	kg/s	14.5	14.5
Portata acqua	kg/s	0.56	1.67
Diametro interno dei tubi	m	0.0173	0.0173
Diametro esterno dei tubi	m	0.0213	0.0213
Lunghezza dei tubi	m	2.44	2.44
Numero di tubi	-	28	112
Numero passaggi nei tubi	-	4	4
Perdite di carico all'interno dei tubi	bar	6.2	0.5
Coefficiente di scambio globale	W/m ²	800.1	811.3
Superficie di scambio	m ²	4.6	18.28
Costo	k€	163	128

Tabella 25. Dimensionamento e costo dei pre-riscaldatori acqua/sali fusi per deodorizzazione.

Voce	Unità di misura	Valore	Valore
Pressione vapore	bar	61	4
Carico termico	MW	0.51	0.45
Temperatura del sale in ingresso	°C	496	312
Temperatura del sale in uscita	°C	473	292
Temperatura dell'acqua in ingresso	°C	484	302
Temperatura dell'acqua in uscita	°C	80	80
Portata sale	kg/s	14.5	14.5
Portata acqua	kg/s	0.56	1.66
Diametro interno dei tubi	m	0.03	0.025
Diametro esterno dei tubi	m	0.021	0.021
Lunghezza dei tubi	m	2.44	2.44
Numero di tubi		12	16
Numero passaggi nei tubi		2	2
Numero passaggi nel mantello		1	1
Perdite di carico all'interno dei tubi	bar	0.4	0.5
Perdite di carico nel mantello	bar	0.00	0.01
Coefficiente di scambio globale	W/m ²	988.6	999.4
Superficie di scambio	m ²	1.91	2.55
Costo	k€	29	15

3.4.3 Dimensionamento di massima dell'impianto CST e calcolo del LCOH in funzione del sito di installazione

L'analisi tecno-economica per la deodorizzazione dell'olio è stata condotta per i siti di Brindisi e di Faenza, località caratterizzate dalla presenza di raffinerie di olio da semi. Applicando la metodologia di analisi descritta nel Capitolo 2, è stato effettuato il dimensionamento del campo solare e sono state valutate le prestazioni annuali dell'impianto CST, pervenendo ai risultati riportati in Tabella 26 e

Tabella 27 (numero di loop, multiplo solare, superficie specchiante e area di installazione, energia termica prodotta annualmente, fattore di capacità, costi). Analogamente a quanto evidenziato nel paragrafo 3.1.3, nelle Tabelle si riporta una forchetta dei costi (CAPEX, OPEX e LCOH), dovuta principalmente alla variabilità del costo specifico del campo solare (tra i 150 e i 200 €/m²). Rispetto ai casi analizzati precedentemente, la taglia dell'impianto è più piccola e pertanto la produttività dell'impianto è relativamente più bassa, mentre il costo delle apparecchiature di interfaccia è tra i più elevati; di conseguenza il costo del kWh termico risulta essere elevato (6-10 c€/kWh_t).

Il costo del kWh termico per il sito di Faenza è mediamente superiore del 23% rispetto al sito di Brindisi. Ciò dipende essenzialmente da una radiazione normale media del sito di Faenza inferiore di circa il 16% rispetto a Brindisi (4.15 contro 4.92 kWh/m²/giorno), a cui corrisponde una produzione di energia termica annuale più bassa. Il costo del kWh termico per le diverse soluzioni ottimizzate varia di quasi 1.0 c€/kWh_t per l'impianto di Brindisi e poco più di 1.0 c€/kWh_t per quello di Faenza. A parità di configurazione (stesso numero di loop e stesso numero di ore di stoccaggio), l'incertezza del costo del campo solare incide sul LCOH con una variazione di circa 1.4 c€/kWh_t nel caso di Brindisi e sale a circa 1.7 c€/kWh_t per Faenza. In Figura 27 si riportano le aliquote del LCOH per un impianto CST con un accumulo termico di 6 ore installato nei due siti considerati: dalle Figure è evidente che la ripartizione dei costi rimane pressochè invariata nei due differenti scenari. In questo caso la quota dell'interfaccia con il processo è pari a circa il 2%.

Tabella 26. Costo del kWh termico di soluzioni ottimizzate per la deodorizzazione dell'olio nel sito di Brindisi.

Parametro	Unità di misura					
Stoccaggio termico	h	0	2	6	12	15
Numero di loop	#	3	4	5	7	8
Multiplo solare	#	1.29	1.72	2.16	3.02	3.45
Superficie degli specchi	m ²	13080	17440	21800	30520	34880
Area di installazione	m ²	38128	50838	63547	88966	101675
Energia termica prodotta	MWh _t /anno	7711	10150	12773	17847	20122
Fattore di capacità	-	0.152	0.200	0.251	0.351	0.396
CAPEX min	k€	6155	8702	11490	16250	18582
OPEX min	k€	98	141	185	262	299
LCOH min	c€/kWh _t	5.37	5.76	6.04	6.11	6.20
CAPEX max	k€	7790	10882	14215	20065	22942
OPEX max	k€	123	173	226	319	364
LCOH max	c€/kWh _t	6.77	7.18	7.45	7.52	7.63

Tabella 27. Costo del kWh termico di soluzioni ottimizzate per la deodorizzazione dell'olio nel sito di Faenza.

Parametro	Unità di misura					
Stoccaggio termico	h	0	2	6	12	15
Numero di loop	#	3	4	6	7	8
Multiplo solare	#	1.29	1.72	2.59	3.02	3.45
Superficie degli specchi	m ²	13080	17440	26160	30520	34880
Area di installazione	m ²	38128	50838	76256	88966	101675
Energia termica prodotta	MWh _t /anno	6228	8206	11938	14355	16201
Fattore di capacità	-	0.123	0.162	0.235	0.283	0.319
CAPEX min	k€	6155	8702	13142	16250	18582
OPEX min	k€	97	139	209	258	295
LCOH min	c€/kWh _t	6.63	7.10	7.37	7.57	7.67
CAPEX max	k€	7790	10882	16412	20065	22942
OPEX max	k€	122	171	258	315	360
LCOH max	c€/kWh _t	8.36	8.86	9.18	9.33	9.45

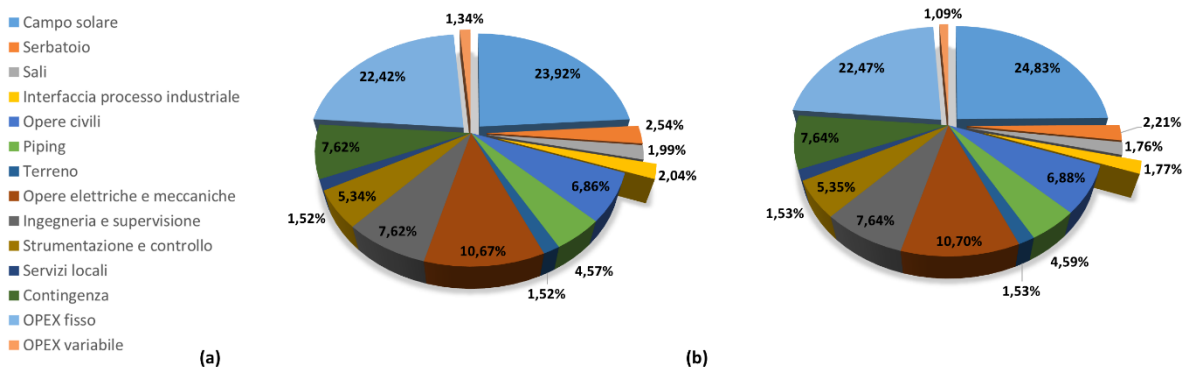


Figura 30. Distribuzione percentuale del LCOH per un impianto CST con un accumulo di 6 ore asservito al processo di deodorizzazione nei siti di Brindisi (a) e Faenza (b).

3.5 Maltazione

3.5.1 Descrizione Processo industriale ed identificazione della tecnologia SHIP a supporto

La birra, secondo la ricetta tradizionale, è prodotta a partire da malto d'orzo, acqua e luppolo. L'acqua è l'ingrediente prevalente (90%), ma il malto è sicuramente quello più caratterizzante. Per produrre il malto d'orzo, si parte dai semi di orzo, che vengono fatti germogliare mediante la bagnatura (macerazione) ed il mantenimento a temperature adeguate (in genere 15 °C).

La germinazione del chicco favorisce lo sviluppo degli enzimi che permettono poi di trasformare l'amido, la sostanza di riserva farinosa contenuta all'interno del seme, in zuccheri solubili in acqua. La germinazione avviene nell'arco di 5-6 giorni. Quando i germogli misurano tre quarti della lunghezza del chicco, il malto verde così ottenuto viene essiccato in appositi forni per uno/due giorni: le diverse modalità con cui può essere effettuato questo processo danno origine a vari tipi di malto di differente colore, in grado di conferire un carattere particolare al prodotto finito. A seguito di questa operazione, i chicchi diventano croccanti e assumono un gradevole sapore, tanto da essere utilizzati, oltre che per produrre la birra, anche per realizzare altre bevande (per esempio il whisky di malto), nonché biscotti e cereali per la prima colazione.

L'essiccazione rappresenta la fase energivora della maltazione, che ha una durata totale di 15-20 ore, richiedendo un afflusso di aria con un profilo di temperatura crescente fino a raggiungere un massimo di 70-

90 °C per evitare il danneggiamento degli enzimi (Figura 31). Nel seguito, la fase di essiccazione del malto è schematizzata in 3 step caratterizzati da un'umidità via via decrescente:

1. dal 44 al 25%;
2. dal 25 al 10%;
3. dal 10 al 4%.

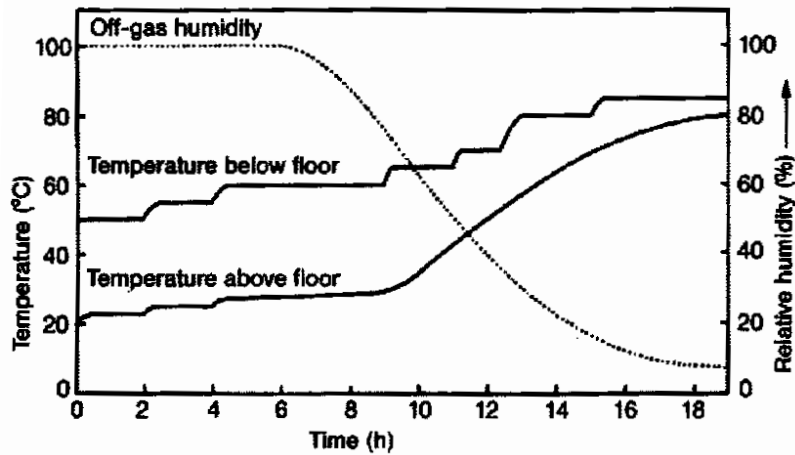


Figura 31. Curva di essiccazione del malto chiaro [46].

Tipicamente nelle malterie industriali l'aria viene riscaldata da un fluido termovettore intermedio (olio diatermico), a sua volta riscaldato in maniera convenzionale da una caldaia alimentata a gas (Figura 32). Pur essendo l'essiccazione un processo a bassa temperatura, in alcuni impianti l'olio diatermico viene riscaldato fino a 310 °C per ridurre le superfici di scambio olio/aria. Tipicamente la temperatura di ingresso dell'olio diatermico nello scambiatore aria/olio dipende anche dalla temperatura target dell'aria che può variare nel corso dell'anno per effetto delle diverse condizioni ambientali (umidità e temperatura dell'aria). La potenza degli impianti solitamente va da 1 a 5 MW_t e il fabbisogno termico per la maltazione in Italia è pari a circa 450 GWh_t all'anno. Nella presente analisi è stata considerata una produzione annua di malto pari a 40000 t per una potenza massima richiesta di circa 3.5 MW_t. In Tabella 28 si riportano in sintesi le specifiche del processo di maltazione.

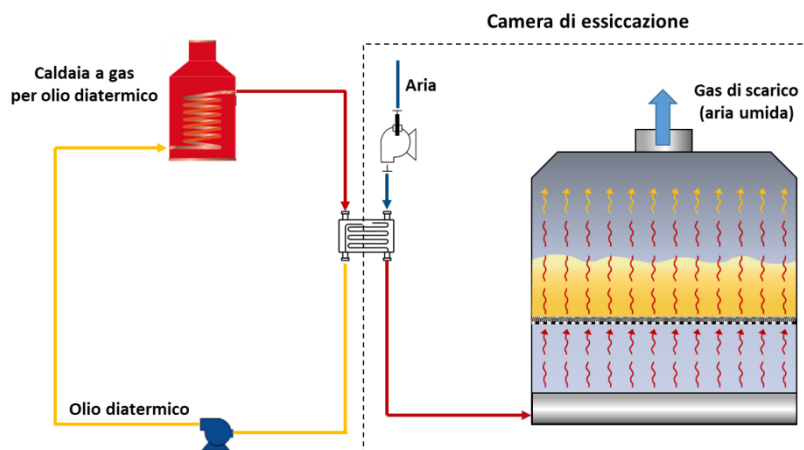


Figura 32. Schema di processo convenzionale per l'essiccazione del malto.

Tabella 28. Specifiche del processo di maltazione.

Parametro	Unità di misura	Valore		
Modalità operativa	-	Batch di 18 h		
Materiale entrante	-	Malto verde		
Materiale entrante	t/anno	69000		
Materiale uscente	-	Malto essiccato		
Materiale uscente	t/anno	44000		
Fluido termovettore di processo	-	Aria		
Step	-	1	2	3
Umidità nel materiale inizio step	kg/kg malto	0.44	0.25	0.10
Temperatura materiale inizio step	°C	15	25	61
Umidità nel materiale fine step	kg/kg malto	0.25	0.10	0.04
Temperatura materiale fine step	°C	25	61	79
Temperatura fluido termovettore in ingresso	°C	55	70	85
Temperatura fluido termovettore in uscita	°C	26	36	53
Efficienza del trasporto di calore	-	0.88	0.76	0.54
Potenza termica da fornire al fluido termovettore	kW _t	3472	3450	1993

Per l'accoppiamento di questo processo con la tecnologia solare a concentrazione, si propone di sostituire la caldaia convenzionale con un impianto a collettori lineari Fresnel utilizzando olio diatermico come fluido termovettore, in modo da mantenere inalterato il circuito di riscaldamento, la componentistica del processo di maltazione, e l'interfaccia di scambio termico con la sorgente di energia (scambiatore aria/olio), come mostrato in Figura 33. Per lo stoccaggio termico si prevede un sistema mono-serbatoio innovativo, sviluppato da ENEA, basato sull'utilizzo di cementi ottenuti dal riciclo di scarti metallici da lavorazioni meccaniche [33]. Il serbatoio di accumulo è riscaldato e raffreddato dal fluido termovettore attraverso uno scambiatore olio/cemento affogato nel cemento stesso. Questa soluzione di accumulo è caratterizzata da un basso costo, facile reperibilità dei materiali e modularità; la densità effettiva di accumulo può inoltre essere incrementata attraverso l'aggiunta di materiale a cambiamento di fase (PCM) [34].

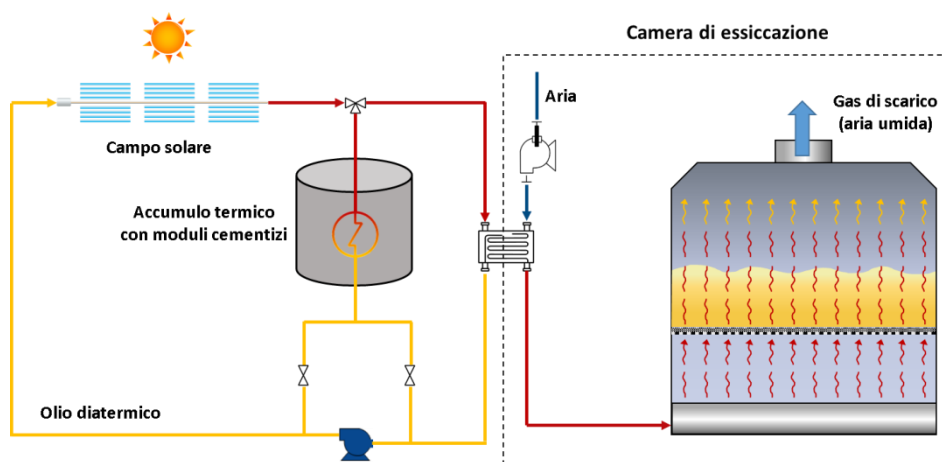


Figura 33. Schema di integrazione della tecnologia CST nel processo di maltazione.

In Tabella 29 vengono sinteticamente riportate le principali specifiche di integrazione elaborate per l'accoppiamento termico tra il processo in esame e la tecnologia CST selezionata per la fornitura di calore. In questo specifico caso applicativo, l'integrazione tra utenza industriale e impianto solare è a livello di processo, con uno schema del tipo PL_1 in cui il calore solare riscalda l'aria in ingresso alla maltazione attraverso uno scambiatore esterno (aria/olio).

Tabella 29. Specifiche dell'impianto CST e dell'interfaccia di integrazione per il processo di maltazione.

Parametro	Unità di misura	Valore
Tipologia di concentratore solare	-	Fresnel lineare
Tipologia fluido termovettore	-	Olio diatermico
Temperatura fluido termovettore in ingresso al campo solare	°C	110
Temperatura fluido termovettore in uscita dal campo solare	°C	310
Potenza nominale impianto solare	MW _t	3.65
Tipologia di accumulo termico	-	Moduli scambiatore/matrice solida
Mezzo di accumulo	-	Cemento
Temperatura massima accumulo	°C	300
Temperatura minima accumulo	°C	100
Interfaccia di integrazione	-	Scambiatore aria/olio
Tipologia di integrazione	-	PL_1

3.5.2 Dimensionamento di massima dell'interfaccia e valutazione del suo costo specifico

Il processo di maltazione preso in esame prevede un'operazione di essiccamento in 3 stadi batch, che richiedono aria a tre diversi livelli di temperatura.

Con una temperatura massima dell'olio diatermico di 310 °C, è possibile utilizzare un sistema di moduli cementizi (Figura 34a) [47] come dispositivo di accumulo termico ed uno scambiatore a tubi alettati olio-aria come componente di interfaccia tra l'impianto solare e il processo.

Il sistema di accumulo termico si differenzia dai casi precedentemente trattati e viene di seguito brevemente descritto.

Il sistema di accumulo è costituito da molteplici moduli in cemento interconnessi in parallelo, ciascuno dei quali è composto da elementi di 0.12 m³ collegati in serie. Nella fase di carica l'olio diatermico (Therminol 66) a 310 °C proveniente dall'impianto CST riscalda ciascun modulo fino a 300 °C attraverso uno scambiatore integrato nel cemento (Figura 34b). Nella fase di scarica, l'olio diatermico sottrae calore ai moduli cementizi e lo trasferisce all'aria attraverso uno scambiatore a tubi alettati aria/olio. La temperatura dei moduli in cemento e, pertanto, la differenza di temperatura tra olio e cemento è variabile sia nella fase di carica, che di scarica. Per tale motivo, la portata di olio diatermico nella fase di scarica viene opportunamente modulata al fine di mantenere costante la potenza trasferita all'aria. La temperatura del modulo decresce al variare del livello di carica, fino ad arrivare ad una temperatura limite vicina a quella dell'olio, al di sotto della quale non può avvenire il trasferimento di calore a meno di superfici di scambio infinite (temperatura di fine scarica). Chiaramente la temperatura di fine scarica dipende dalle condizioni operative del fluido termico che alimenta lo scambiatore aria/olio. Raggiunte le condizioni di fine scarica, il modulo deve essere nuovamente caricato: l'energia che viene caricata nei moduli cementizi è maggiore di quella rilasciata a causa delle perdite di calore, qui stimate conservativamente al 5%.

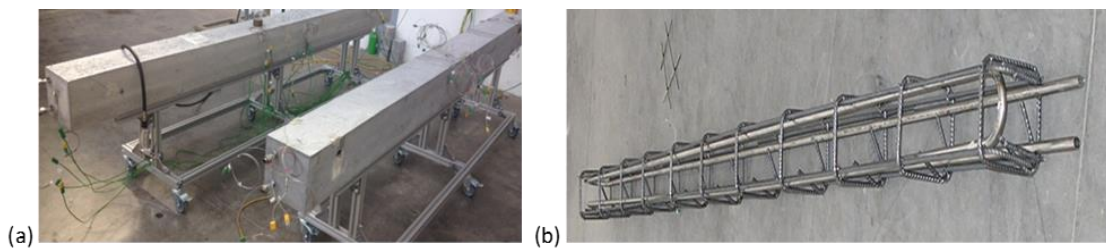


Figura 34. Particolari di due elementi di accumulo in calcestruzzo (a) e dello scambiatore integrato in essi (b).

È importante sottolineare che non è conveniente effettuare la carica e la scarica termica contemporaneamente nello stesso modulo, perché ciò richiederebbe l'uso di due scambiatori integrati nel cemento, con costi di capitale maggiori rispetto al caso di uno solo scambiatore. Tuttavia è possibile effettuare il caricamento ed il rilascio di energia termica in contemporanea attraverso la gestione dei flussi di olio diatermico nei diversi moduli collegati in parallelo, avvicinando opportunamente le fasi di scarica e carica termica in ciascun modulo.

Come precedentemente menzionato, l'intervallo di temperatura selezionato per l'accumulo termico va dai 300 ai 100 °C, tenendo conto dei seguenti vincoli:

- temperatura del fluido termovettore in uscita dal campo solare pari a 310 °C (temperatura limite associata alle caratteristiche chimico-fisiche del fluido stesso);
- temperatura massima richiesta per l'essiccamento pari a 85 °C;
- dimensioni delle apparecchiature contenute (ossia limitate superfici di scambio dello scambiatore aria/olio e di quello integrato con i moduli cementizi).

Essendo temperature e potenze termiche richieste dall'aria variabili a seconda dello step operativo, lo scambiatore deve essere dimensionato nelle condizioni più "severe" (ossia con superficie di scambio maggiore). Ovviamente, come precedentemente menzionato, la portata di olio diatermico è invece soggetta a variazioni nel corso del funzionamento dell'impianto per soddisfare le diverse esigenze operative dei 3 step essiccativi:

- 3472 kW_t a 55 °C per l'essiccamento dal 44 al 25%;
- 3450 kW_t a 70 °C per l'essiccamento dal 25 al 10%;
- 1993 kW_t ad 85 °C per l'essiccamento dal 10 al 4%.

Come si può notare in Tabella 30 lo step che richiede la maggiore superficie di scambio è il terzo, a causa della minore differenza di temperatura tra l'elemento cementizio e l'aria. Tuttavia, quest'ultimo è anche lo step che richiede la minore potenza e quindi la minore portata di olio, a cui si associa una minore perdita di carico nel circuito.

La pressione del circuito va quindi determinata attraverso il calcolo della portata (

Tabella 32) nelle diverse condizioni operative del sistema. Come desumibile dalla

Tabella 32, le condizioni più severe si verificano quando si richiede la massima potenza e quando il materiale cementizio raggiunge la minima temperatura operativa (100 °C): in tale caso si prevedono circa 8 bar nello scambiatore integrato nei moduli di accumulo e circa 9 bar all'interno dello scambiatore aria/olio.

Anche per lo scambiatore aria/olio è stato effettuato un dimensionamento “conservativo”, considerando la massima superficie di scambio richiesta nelle diverse fasi operative. Sulla base di tale dimensionamento è stato successivamente calcolato il costo dello scambiatore aria/olio (Tabella 30). Infine in

Tabella 31 sono riportate le caratteristiche geometriche e il costo del modulo di accumulo e dello scambiatore integrato.

Tabella 30. Dimensionamento e costo dello scambiatore nei tre diversi step essiccativi (in grassetto le dimensioni scelte).

Voce	Unità di misura	Valore	Valore	Valore
Step	-	1	2	3
Carico termico	MW	3.640	3.620	2.090
Temperatura dell'olio in ingresso	°C	100	100	100
Temperatura dell'olio in uscita	°C	70	70	70
Temperatura dell'aria in uscita	°C	25	25	25
Temperatura dell'aria in ingresso	°C	55	70	85
Portata sale	kg/s	54.5	54.2	31.3
Portata aria	kg/s	120.9	80.1	34.7
Diametro interno dei tubi	m	0.025	0.025	0.025
Diametro esterno dei tubi	m	0.029	0.029	0.029
Lunghezza dei tubi	m	6.1	6.1	6.1
Numero di tubi		60	90	126
Numero passaggi nei tubi		6	6	6
Numero passaggi nel mantello		4	4	4
Spessore alette	m	0.001	0.001	0.001
Diametro alette	m	0.045	0.045	0.045
Numero di alette per lunghezza tubo	al/m	300	300	300
Coefficiente di scambio globale	W/(m ² ·K)	1066	827	464
Superficie di scambio	m ²	79	118	165
Costo	k€			21.2

Tabella 31. Dimensionamento e costo del sistema di accumulo con materiale cementizio.

Voce	Unità di misura	Valore
Scambiatore integrato in ogni elemento		
Materiale		AISI 304
Lunghezza	m	12
Diametro interno	m	0.014
Diametro esterno	m	0.018
Densità	kg/m ³	7930
Capacità termica	kJ/(kg·°C)	0.5
Volume	m ³	0.00121
Peso	kg	9.567
Capacità termica per elemento	kJ	956.65
Fluido termico (Therminol 66) a 200 °C		
Densità	kg/m ³	885
Capacità termica	kJ/(kg·K)	2.19
Viscosità	cP	0.86
Conduttività termica	W/(m ²)	0.1056
Tensione di vapore	kPa	2.23
Volume di olio nello scambiatore	m ³	0.0018
Peso di olio nello scambiatore	kg	1.63
Calore accumulabile olio nello scambiatore	kJ	716.05
Calcestruzzo		
Densità	kg/m ³	2400
Capacità termica	kJ/(kg·K)	0.88
Volume	m ³	0.117
Peso	kg	280.67
Calore accumulabile	kJ	49398
Totale accumulabile per elemento	kWh	14.19
Modulo e sistema di accumulo		
Efficienza	-	0.95
Temperatura massima	°C	300
Temperatura minima	°C	100
Elementi per modulo		38
Calore accumulabile	kWh/modulo	512.1
Durata accumulo	h	10.0
Potenza media richiesta		3.1
Energia da accumulare	MWh	30.9
Numero di moduli necessari		61.00
Lunghezza scambiatore per modulo	m	456
Lunghezza tubazione scambiatore totale	m	27816
Superficie di scambio termico	m ²	1573
Costo totale	k€	717.02

Tabella 32. Livelli di temperatura (T) e perdite di carico negli scambiatori interni al modulo di accumulo e dello scambiatore aria/olio al variare delle condizioni operative.

Step 1: essiccazione 40→25%							
<i>Scambiatore nel modulo</i>							
T ingresso olio	°C	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00
T uscita olio	°C	299.91	249.75	199.25	147.57	103.32	91.23
T calcestruzzo	°C	300.00	250.00	200.00	150.00	110.00	100.00
Portata olio	kg/s	5.90	7.98	11.64	20.30	49.50	79.20
Potenza termica	MW	3.64	3.64	3.64	3.64	3.64	3.64
Perdite di carico	bar	0.04	0.06	0.20	0.57	3.03	7.25
<i>Scambiatore aria/olio</i>							
T ingresso olio	°C	299.91	249.75	199.25	147.57	103.32	91.23
T uscita olio	°C	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00
T ingresso aria	°C	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00
T uscita aria	°C	55.00	55.00	55.00	55.00	55.00	55.00
Perdite di carico	bar	0.07	0.12	0.24	0.70	3.75	9.03
Step 2 essiccazione 25→10%							
<i>Scambiatore nel modulo</i>							
T ingresso olio	°C	70.0	70.0	70.0	70.0	70.00	70.00
T uscita olio	°C	299.91	249.76	199.3	147.6	103.39	91.31
T calcestruzzo	°C	300.0	250.0	200.0	150.0	110.00	100.00
Portata olio	kg/s	5.86	7.94	11.6	20.2	49.10	78.50
Potenza termica	MW	3.62	3.62	3.62	3.62	3.62	3.62
Perdite di carico	bar	0.0	0.1	0.2	0.6	2.98	7.13
<i>Scambiatore aria/olio</i>							
T ingresso olio	°C	299.9	249.8	199.3	147.6	103.39	91.31
T uscita olio	°C	70.0	70.0	70.0	70.0	70.00	70.00
T ingresso aria	°C	25.0	25.0	25.0	25.0	25.00	25.00
T uscita aria	°C	70.0	70.0	70.0	70.0	70.00	70.00
Perdite di carico	bar	0.07	0.1	0.2	0.7	3.69	8.88
Step 3: essiccazione 10→4%							
<i>Scambiatore nel modulo</i>							
T ingresso olio	°C	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00
T uscita olio	°C	299.99	249.98	199.90	149.51	107.98	97.04
T calcestruzzo	°C	300.00	250.00	200.00	150.00	110.00	100.00
Portata olio	kg/s	3.38	4.57	6.65	11.35	24.80	35.30
Potenza termica	MW	2.09	2.09	2.09	2.09	2.09	2.09
Perdite di carico	bar	0.02	0.03	0.06	0.15	0.86	1.66
<i>Scambiatore aria/olio</i>							
T ingresso olio	°C	299.99	249.98	199.90	149.51	107.98	97.04
T uscita olio	°C	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00	70.00
T ingresso aria	°C	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00	25.00
T uscita aria	°C	85.00	85.00	85.00	85.00	85.00	85.00
Perdite di carico	bar	0.02	0.04	0.09	0.24	1.05	2.04

3.5.3 Dimensionamento di massima dell'impianto CST e calcolo del LCOH in funzione del sito di installazione

L'analisi tecno-economica dell'integrazione della tecnologia CST nel processo di maltazione è stata condotta per i siti di Pomezia e di Melfi, località caratterizzate dalla presenza delle principali malterie italiane.

Applicando la metodologia di analisi descritta nel Capitolo 2, è stato effettuato il dimensionamento del campo solare e sono state valutate le prestazioni annuali dell'impianto CST, pervenendo ai risultati riportati in Tabella 33 e

Tabella 34 (numero di loop, multiplo solare, superficie specchiante e area di installazione, energia termica prodotta annualmente, fattore di capacità, costi). Analogamente a quanto evidenziato nel paragrafo 3.1.3, nelle Tabelle si riporta una forchetta dei costi (CAPEX, OPEX e LCOH), dovuta principalmente alla variabilità del costo specifico del campo solare (tra i 150 e i 200 €/m²). Dall'analisi si ottiene un valore medio del LCOH pari a circa 4 c€/kWh, tra i più bassi dei casi considerati nel presente lavoro. La soluzione CST in esame (comprensiva di campo Fresnel e accumulo termico cementizio), infatti, beneficia delle temperature relativamente basse del processo di maltazione.

Il costo del kWh termico per il sito di Melfi è mediamente superiore del 23% rispetto al sito di Pomezia, perché caratterizzato da una radiazione normale media inferiore (4.24 contro 5.39 kWh/m²/giorno). Si può osservare che la presenza dell'accumulo termico comporta un aumento del costo specifico dell'energia fino a circa 1 c€/kWh rispetto alla configurazione senza accumulo. In Figura 35 si riportano le aliquote del LCOH per un impianto CST con un accumulo termico di 6 ore installato nei due siti considerati: dalle Figure è evidente che la ripartizione dei costi rimane pressoché invariata nei due differenti scenari. Diversamente dai casi precedenti, il costo dei serbatoi di stoccaggio contribuisce per circa il 5% del LCOH.

Tabella 33. Costo del kWh termico di soluzioni ottimizzate per la maltazione nel sito di Pomezia.

Parametro	Unità di misura			
Stoccaggio termico	h	0	6	10
Numero di loop	#	3	6	7
Multiplo solare	#	1.01	2.02	3.02
Superficie degli specchi	m ²	5792	11583	13514
Area di installazione	m ²	9411	18822	21959
Energia termica prodotta	MWh _t /anno	4584	8826	10039
Fattore di capacità	-	0.226	0.435	0.494
CAPEX min	k€	1912	4532	5776
OPEX min	k€	33	77	97
LCOH min	c€/kWh _t	2.85	3.49	3.90
CAPEX max	k€	2636	5980	7465
OPEX max	k€	44	99	122
LCOH max	c€/kWh _t	3.90	4.57	5.01

Tabella 34. Costo del kWh termico di soluzioni ottimizzate per la maltazione nel sito di Melfi.

Parametro	Unità di misura			
Stoccaggio termico	h	0	6	10
Numero di loop	#	3	6	7
Multiplo solare	#	1.01	2.02	2.36
Superficie degli specchi	m ²	5792	11583	13514
Area di installazione	m ²	9411	18822	21959
Energia termica prodotta	MWh _t /anno	3674	7108	8157
Fattore di capacità	-	0.181	0.350	0.402
CAPEX min	k€	1912	4532	5776
OPEX min	k€	32	75	95
LCOH min	c€/kWh _t	3.53	4.31	4.77
CAPEX max	k€	2636	5980	7465
OPEX max	k€	43	97	120
LCOH max	c€/kWh _t	4.84	5.65	6.14

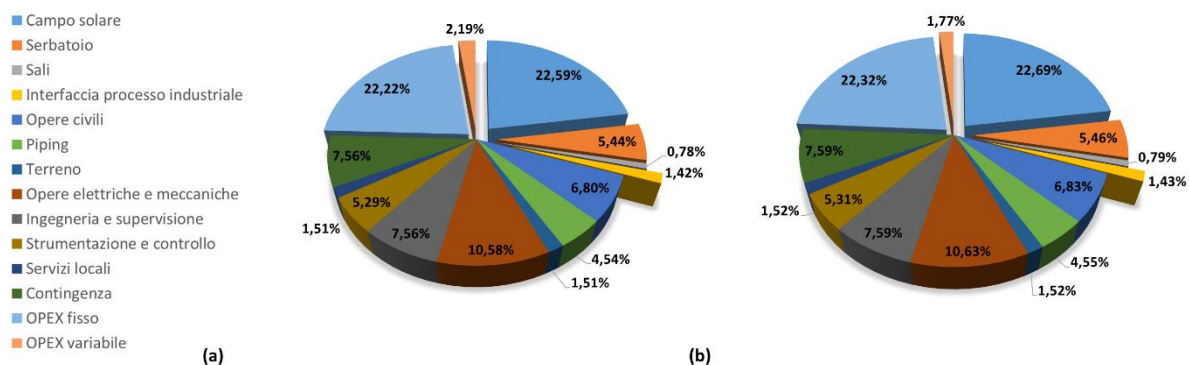


Figura 35. Distribuzione percentuale del LCOH per un impianto CST con un accumulo di 6 ore asservito al processo di maltazione nei siti di Pomezia (a) e Melfi (b).

4 Risultati dell'analisi

Dall'analisi dei casi applicativi considerati nel presente lavoro, emerge che il costo del calore prodotto, in termini di LCOH, si attesta mediamente tra i 5 e i 7 c€/kWh_t. Costi minori si ottengono per la maltazione (3.9-5 c€/kWh_t), per la quale si può assumere l'utilizzo di impianti Fresnel e di accumulo termico a moduli cementizi, grazie alla limitata temperatura richiesta dal processo industriale; costi maggiori (7-10 c€/kWh_t), invece, si ottengono per il caso della deodorizzazione dell'olio e per l'atomizzazione nel processo della ceramica, per i siti di Faenza e di Modena, rispettivamente, caratterizzati da basso irraggiamento solare su base annua. La localizzazione degli impianti incide significativamente sul costo finale del calore prodotto, con variazioni percentuali del LCOH comprese tra il 10 e il 50%.

Inoltre l'analisi evidenzia che la tecnologia CST integrata a sistemi di accumulo presenta attualmente un CAPEX superiore del 50-200% rispetto ad impianti CST senza stoccaggio, dipendentemente dalle ore di accumulo (Figura 36). Tuttavia, in termini di LCOH, l'extra costo dell'accumulo termico è significativamente ridotto per effetto di una maggiore producibilità dell'impianto solare: dalla presente analisi, l'LCOH associato ad impianti con accumulo termico risulta mediamente superiore di circa il 5-20% rispetto ad impianti senza stoccaggio (Figura 37). Chiaramente i benefici derivanti dall'accumulo termico e dal conseguente incremento della dispacciabilità dell'energia termica prodotta vanno anche identificati nella crescita del solar share dell'alimentazione termica del processo industriale e nella stabilità e controllabilità dei livelli termici del calore fornito.

La voce di costo a maggiore incidenza sul LCOH risulta essere la fornitura del campo solare (25%-35%). Nell'ambito del presente lavoro è stata effettuata un'analisi parametrica del LCOH al variare del costo specifico del campo solare, partendo dagli attuali 200 €/m² e riducendolo fino ad un costo target di 100 €/m². Il raggiungimento di tale target di costo richiede degli interventi progettuali migliorativi sui componenti per incrementarne le prestazioni e la durabilità, oltre che l'adozione di soluzioni robuste, basate su materiali a basso costo e facilmente reperibili. In questo ambito la ricerca si muove nella direzione di tubi ricevitori più affidabili e robusti, con coating stabili anche in presenza di aria, nuove configurazioni di collettori a maggiore efficienza ottica, materiali riflettenti a basso consumo di acqua e/o autopulenti. Dall'analisi parametrica sopra menzionata (vedi Figura 38, in cui si riporta il valore del LCOH in funzione del costo del campo solare per diverse ore di accumulo) emerge che il costo del calore prodotto da impianti CST, conseguendo un target di 100 €/m² sul costo del campo solare, può ridursi fino a circa 4 c€/kWh_t.

Riguardo l'accumulo termico, esso rappresenta un'altra voce di costo prevalente, in quanto in termini percentuali rappresenta circa il 15% del LCOH (vedi Figura 7.b). Inoltre l'accumulo termico richiede l'utilizzo di grandi volumi di materiale, incidendo notevolmente sull'impatto ambientale dell'intero impianto e sul reperimento dei materiali. A livello di ricerca risulta quindi fondamentale investigare soluzioni innovative che richiedano l'uso di materiali a basso costo, possibilmente di scarto, in un'ottica di economia circolare, e con un'elevata densità di accumulo energetico. A questo proposito in ENEA la ricerca è focalizzata sia su soluzioni di accumulo compatte, basate sull'utilizzo di un solo serbatoio (termoclino), e di materiali di riciclo (ad esempio scarti siderurgici), sia sull'utilizzo di materiali facilmente reperibili, del tipo cementizio, anche potenziati con materiali a cambiamento di fase.

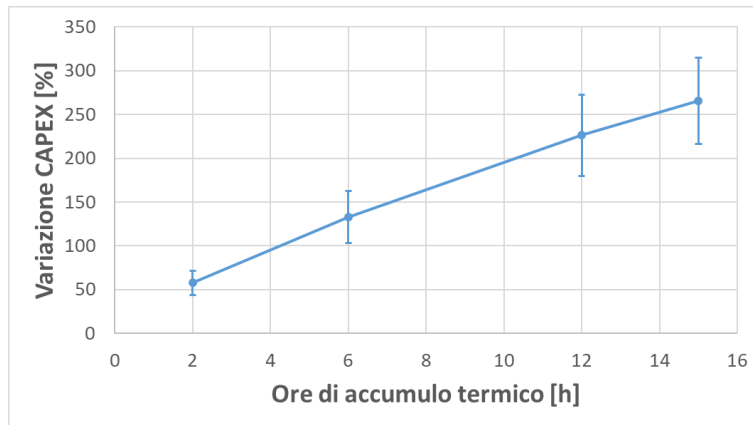


Figura 36. Variazione del CAPEX delle soluzioni ottimali con accumulo rispetto alla soluzione ottimale senza accumulo (a parità di potenza termica prodotta).

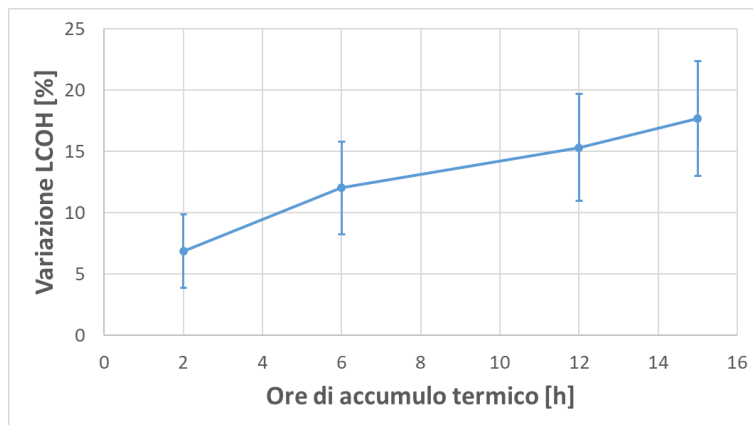


Figura 37. Variazione del LCOH delle soluzioni ottimali con accumulo rispetto alla soluzione ottimale senza accumulo.

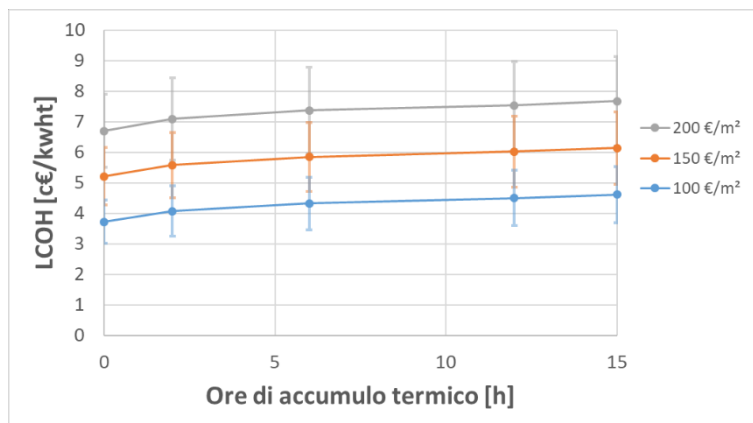


Figura 38. Analisi parametrica del LCOH in funzione del costo specifico del campo solare per diverse ore dell'accumulo termico.

5 Conclusioni

Nell'ambito delle attività di ricerca del PTR 2019-2021 per la Ricerca di Sistema Elettrico, ENEA è impegnata nello studio e sperimentazione di soluzioni di integrazione tra impianti CST e processi industriali che rispondano ai requisiti di elevata flessibilità operativa, compattezza, modularità e basso impatto ambientale. Al fine di fornire dati tecnico/economici affidabili a supporto degli investimenti nella tecnologia SHIP, nel presente lavoro vengono analizzati in dettaglio casi studio esemplificativi del contesto produttivo nazionale e vengono valutati i costi attuali e prospettici del calore fornito dagli impianti CST.

In particolare, partendo dai processi industriali selezionati nell'ambito della precedente annualità (Calcinazione del gesso ed essiccazione del cartongesso, Atomizzazione/Essiccazione nel settore della ceramica, Deodorizzazione nel settore della raffinazione degli oli alimentari, Visbreaking per gli oli pesanti di raffineria, Maltazione per la produzione della birra), e facendo riferimento ad impianti esistenti, vengono elaborati schemi di dettaglio di sistemi CST asserviti alla fornitura di calore, considerando sia i siti geografici di installazione (Faenza (RA), Melfi (PZ), Modena, Pescara, Pomezia (RM)), sia siti maggiormente favorevoli in termini di irraggiamento solare e condizioni meteorologiche (es: Brindisi, Cagliari, Gela (CL), Trapani).

Per ciascun caso studio vengono dimensionati i componenti dell'impianto solare (parabolico lineare o Fresnel) ed il sistema di interfaccia con il processo industriale, quali ad esempio scambiatori aria/sali, aria/olio, olio/calcestruzzo, olio/sale o evaporatori in diverse condizioni di pressione e temperatura.

Inoltre, per ciascun scenario analizzato, attraverso l'utilizzo del software di simulazione SAM, vengono inizialmente effettuati bilanci di materia e di energia in condizioni nominali e successivamente viene svolta l'analisi prestazionale degli impianti CST su base annuale.

Applicando strumenti di analisi economica sviluppati da ENEA, vengono successivamente valutati i costi di realizzazione degli impianti in esame (CAPEX), mentre i costi operativi (OPEX) sono determinati sulla base delle informazioni acquisite da ENEA nell'ambito dell'esercizio di impianti sperimentali e dimostrativi. Infine, per ciascuno scenario considerato, viene valutato il costo di produzione dell'energia termica a servizio del processo industriale.

Dall'analisi emerge che il costo del calore, in termini di LCOH, si attesta mediamente tra i 5 e i 7 c€/kWh_t. Costi minori si ottengono per la maltazione (3.9-5 c€/kWh_t), per la quale si può assumere l'utilizzo di impianti Fresnel e di accumulo termico a moduli cementizi, grazie alla limitata temperatura richiesta dal processo industriale; costi maggiori (7-10 c€/kWh_t), invece, si ottengono per il caso della deodorizzazione dell'olio, e per l'atomizzazione nel processo della ceramica, rispettivamente, per i siti di Faenza e di Modena.

Nel caso della deodorizzazione dell'olio, le taglie tipiche di impianto sono piccole (circa 6 MW_t) e non consentono di beneficiare dell'economia di scala. Inoltre il costo delle apparecchiature di interfaccia tra il processo industriale e l'impianto CST (evaporatori a media e alta pressione) è tra i più elevati. In questo caso riveste particolare importanza l'accumulo termico, che consente di incrementare il fattore di capacità dell'impianto e di assicurare una maggiore continuità produttiva, riducendo il costo specifico delle apparecchiature di interfaccia.

Per quanto riguarda la ceramica, invece, il LCOH è sfavorito dalla localizzazione dei siti di produzione (in Emilia-Romagna si concentra il 90% della produzione italiana), caratterizzati da radiazione normale diretta limitata. In tale scenario geografico, l'impianto solare necessita di una elevata superficie captante e pertanto risulta più costoso. La localizzazione degli impianti, infatti, incide significativamente sul costo finale del calore prodotto, con variazioni percentuali del LCOH comprese tra il 10 e il 50%.

La voce di costo a maggiore incidenza sul LCOH risulta essere la fornitura del campo solare (25%-35%) A tale proposito, nell'ambito del presente lavoro, viene effettuata un'analisi parametrica del LCOH al variare del costo specifico del campo solare, partendo dagli attuali 200 €/m² e riducendolo fino ad un costo target di 100 €/m². Il raggiungimento di tale target di costo richiede degli interventi progettuali migliorativi sui componenti per incrementarne le prestazioni e la durabilità, oltre che l'adozione di soluzioni robuste, basate su materiali a basso costo e facilmente reperibili. In questo ambito la ricerca si muove nella direzione di tubi ricevitori più

affidabili e robusti, con coating stabili anche in presenza di aria, nuove configurazioni di collettori, leggere e con maggiore efficienza ottica, materiali riflettenti a basso consumo di acqua e/o autopulenti. Dall'analisi parametrica sopra menzionata emerge che il costo del calore prodotto da impianti CST, conseguendo un target di 100 €/m² sul costo del campo solare, può ridursi fino a circa 4 c€/kWh_t.

Riguardo l'accumulo termico, esso rappresenta un'altra voce di costo prevalente, in quanto in termini percentuali rappresenta circa il 15% del LCOH. Inoltre l'accumulo termico richiede l'utilizzo di grandi volumi di materiale, incidendo notevolmente sull'impatto ambientale dell'intero impianto e sul reperimento dei materiali. A livello di ricerca risulta quindi fondamentale investigare soluzioni innovative che richiedano l'uso di materiali a basso costo, possibilmente di scarto, in un'ottica di economia circolare, e con un'elevata densità di accumulo energetico. A questo proposito in ENEA la ricerca è focalizzata sia su soluzioni di accumulo compatte, basate sull'utilizzo di un solo serbatoio (termoclino), e di materiali di riciclo (ad esempio scarti siderurgici), sia sull'utilizzo di materiali facilmente reperibili, del tipo cementizio, anche potenziati con materiali a cambiamento di fase.

Si può evidenziare che il consolidamento commerciale del solare a concentrazione, con il raggiungimento di produzioni su larga scala, potrebbe, negli anni futuri, ridurre ulteriormente il costo specifico del campo solare, una delle voci a maggiore incidenza e variabilità. Infine, considerando le politiche energetiche nazionali ed europee, indirizzate al raggiungimento dell'impatto climatico zero entro il 2050 (Green Deal Europeo) attraverso una significativa mobilitazione di investimenti pubblici e privati, è possibile prevedere l'incentivazione della tecnologia SHIP e/o la disincentivazione delle tecnologie a combustibile fossile, con il conseguente rafforzamento commerciale della tecnologia SHIP

6 Riferimenti bibliografici

1. De Iulius S. Il solare termico per l'industria italiana: nuove prospettive e opportunità. In: Inship national workshop Italia. 2020.
2. About InvestEU [Internet]. Available at: https://europa.eu/investeu/about-investeu_en
3. Piano Nazionale Integrato per l'Energia e il Clima [Internet]. Available at: <https://www.mise.gov.it/index.php/it/198-notizie-stampa/2040668-pniec2030>
4. Solar Payback - Solar Heat for Industry. 2017.
5. Krummenacher P, Muster B. Solar process heat for production and advanced applications: Methodologies and software tools for integrating solar heat into industrial processes. 2015.
6. Cabeza L, curatore. Advances in Thermal Energy Storage Systems. Woodhead Publishing; 2020.
7. Politecnico di Milano. Sectoral Focus Report – L'efficienza termica in Italia: soluzioni tecnologiche ed opportunità di business nell'industria. 2015.
8. Weiss W, Spörk-Dür M. Global Market Development and Trends in 2018. Solar Heat Worldwide Report. 2019.
9. <http://ship-plants.info/solar-thermal-plants> [Internet]. Available at: <http://ship-plants.info/solar-thermal-plants>
10. Fontanella A, Falchetta M, Giaconia A, Metelli E, Miliozzi A. Produzione di calore industriale con impianti solari a concentrazione. 2017.
11. Solar Heat Europe/ESTIF. Solar Heat Markets in Europe 2019. 2020.
12. Wahed A, Bieri M, Kui TK, Reindl T. Levelized Cost of Solar Thermal System for Process Heating Applications in the Tropics. In Springer, Cham; 2018. pag. 441–50.
13. IEA-ETSAP, IRENA. Solar heat for industrial processes -Technology Brief. 2015;(January):37.
14. Gabbriellini R, Castrataro P, Del Medico F, Di Palo M, Lenzo B. Levelized cost of heat for linear Fresnel concentrated solar systems. In: Energy Procedia. Elsevier Ltd; 2014. pag. 1340–9.
15. D'Auria M, Lanchi M, Liberatore R. Selezione delle configurazioni di sistemi solari a concentrazione idonei alla fornitura di calore di processo per diversi settori applicativi industriali ed elaborazione di schemi concettuali di integrazione. Report RdS/PTR(2019)/088. 2019.
16. D'Auria M, Lanchi M, Liberatore R. Selezione delle configurazioni di sistemi solari a concentrazione

- idonei alla fornitura di calore di processo per diversi settori applicativi industriali ed elaborazione di schemi concettuali di integrazione. Report RdS/PTR(2019)/088. 2019.
17. Sebastiani E. Impianti Chimici I. Siderea, curatore. Rome (Italy); 1993.
 18. Peters MS, Timmerhaus KD, West RE. Plant Design and Economics for Chemical Engineers 5th edition. McGraw-Hill. 2003.
 19. Maloney JO. PERRY Chemical Engineering Handbook. Perrys' Chem Eng Handb. 2007;
 20. Mostinski IL. Application of the rule of corresponding states for calculation of heat transfer and critical heat flux. Teploenergetika. 1963;4:66.
 21. Joint Research Center. PHOTOVOLTAIC GEOGRAPHICAL INFORMATION SYSTEM [Internet]. Available at: https://re.jrc.ec.europa.eu/pvg_tools/it/#TMY
 22. Turton R. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes Fourth Edition. Journal of Chemical Information and Modeling. 2013.
 23. Chemical Engineering Magazine - Economic Indicator. Chemical Engineering. 2021;
 24. Turchi CS, Boyd M, Kesseli D, Kurup P, Mehos M, Neises T, et al. CSP Systems Analysis - Final Project. Nrel/Tp-5500-72856. 2019;(May).
 25. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Wiley; 2000.
 26. Pfeiffer products for gypsum processing [Internet]. Available at: <https://www.gebr-pfeiffer.com/>
 27. Produzione del cartongesso.
 28. Liberatore R, Giaconia A, Petroni G, Caputo G, Felici C, Giovannini E, et al. Analysis of a procedure for direct charging and melting of solar salts in a 14 MWh thermal energy storage tank. In: AIP Conference Proceedings. 2019.
 29. Gaggioli W, Liberatore R, Di Ascenzi P, Mazzei D, Russo V. Experimental test of characterization of an innovative thermal energy storage system based on low melting molten salt thermocline tank integrated with an oil exchanger. In 2020. pag. 190012.
 30. Liberatore R, Falchetta M, Gaggioli W, Mazzei D, Russo V. Power production of an ORC system using a stratified molten salt as thermal energy storage integrated in a CSP plant. In: AIP Conference Proceedings. 2019.
 31. Russo V, Mazzei D, Liberatore R. Thermal energy storage with integrated heat exchangers using stratified molten salt system for 1 MWe CSP. In: AIP Conference Proceedings. 2018.
 32. Gaggioli W, Turchetti L, Sau S, Tizzoni A, Veca E, Petroni G, et al. Experience from commissioning tests on ENEA's thermocline molten salt/pebbles pilot plant. In: AIP Conference Proceedings. American Institute of Physics Inc.; 2020. pag. 190017.
 33. Miliozzi A, Giannuzzi GM, Mazzei D, Liberatore R, Crescenzi T, Mele D. Dispositivo di accumulo termico, sistema modulare incorporante il dispositivo e relativo metodo di realizzazione. Italia; Domanda Brevetto n. 102017000129902, 2017.
 34. Miliozzi A, Liberatore R, Giannuzzi GM, Veca E, Nicolini D, Lanchi M, et al. ENEA research and innovation on Thermal Energy Storage for CSP plants. In: 16th CIRIAF National Congress. Assisi (Italy); 2016.
 35. Sau S, Varsano F, Chiara TA, Natale C, Michela L, Liberatore R, et al. Mayenite-supported CaO for Thermochemical Storage Applications: Analysis of Dynamic Behavior Under Charging/Discharging Cycles. In: Proceeding Congress Solar Paces. Daegu, South Korea; 2019.
 36. Santos D, Maurício AC, Sencadas V, Santos JD, Fernandes MH, Gomes PS. Spray Drying: An Overview. In: Biomaterials - Physics and Chemistry - New Edition. InTech; 2018.
 37. Confindustria Ceramica. Consumi Energetici [Internet]. Available at: <http://www.confindustriaceramica.it/site/home/aree-e-servizi/energia/consumi-energetici.html>
 38. SACMI. Preparazione polveri ceramiche [Internet]. Available at: <https://sacmi.com/it-IT/ceramics/Piastrelle/Preparazione-polveri-ceramiche>
 39. SITI B&T. Dal pretrattamento delle materie prime alla miscelazione delle polveri [Internet]. Available at: <https://sitibt.com/preparazione>
 40. Confindustria Ceramica. Indagini statistiche sull'industria italiana. 2018.
 41. Petrolifera U. Relazione annuale 2018. 2018.

42. ENI. Attività - Raffinazione.
43. D'Auria M, Lanchi M, Liberatore R. Report RdS/PTR(2019)/088; Selezione delle configurazioni di sistemi solari a concentrazione idonei alla fornitura di calore di processo per diversi settori applicativi industriali ed elaborazione di schemi concettuali di integrazione. 2019.
44. Mariani E. Chimica applicata e industriale: 3. UTET, curatore. 1983.
45. ASSITOL. Assemblea Generale ASSITOL.
46. Esslinger HM. Handbook of Brewing. Eßlinger HM, curatore. Wiley; 2009.
47. Mazzei D, Gianremo G, Liberatore R, Napoli G, Miliozzi A. Caratterizzazione termica di un elemento di accumulo termico realizzato con calcestruzzo base a temperature medio-alte a seguito di un ripetuto carico ciclico. Report RdS/PAR2019/118. 2019.

7 Abbreviazioni ed acronimi

CAPEX	CAPital EXpenditure, Spese in Conto Capitale
CST	Concentrating Solar Thermal, Solare Termico a Concentrazione
LCOH	Livelized Cost Of Heat, Costo livellato del calore
OPEX	OPERating EXpense, Spesa Operativa
SHIP	Solar Heat for Industrial Processes, Calore Solare per Processi Industriali
PTR	Piani Triennali di Realizzazione
TMY	Typical Meteorological year, Anno meteorologico tipico