POLITECNICO DI TORINO

Corso di Laurea Magistrale
in Ingegneria Energetica e Nucleare

Tesi di Laurea Magistrale

Analisi di sostenibilità energetica di tre tecnologie per la produzione di idrogeno

Relatore

prof. Bernardo Ruggeri

Candidato

Stefano La Malfa

Luglio 2018

Sommario

Introduzione 1
Capitolo 1 Analisi di sostenibilità energetica 4
1.1 Useful Energy 4
1.1.1 Calcolo dell'energia indiretta 6
1.2 Il concetto di EROI "Energy Return of Investment" 8
1.3 Il metodo analogico 12
Capitolo 2 Steam reforming del gas naturale 14
2.2 Raccolta dati sperimentali 16
2.1 Descrizione dell'impianto 17
2.3 Analisi sostenibilità energetica 19
2.3.1 Funzionamento a pieno carico 21
2.3.2 Funzionamento con carico al 60% 23
2.4 Conclusioni 24
Capitolo 3 Elettrolisi dell'acqua ad energia solare 26
3.1 Descrizione dell'impianto 29
3.1.1 Impianto fotovoltaico 29
3.1.1.1 Calcolo della producibilità 30
3.1.1.2 EROI del solo impianto FV 32
3.1.2 Elettrolizzatore 33
3.2 Analisi dati sperimentali 34
3.3 Analisi sostenibilità energetica 35
3.3.1 Apertura valvola dell'idrogeno al 100% 36
3.3.2 Apertura valvola dell'idrogeno al 68% 39
3.4 Conclusioni 40
Capitolo 4 Digestione anaerobica 42
4.1 Produzione idrogeno 47
4.1.1 Analisi di sostenibilità energetica 51
4.2 Digestione anaerobica bi-stadio 55
4.2.1 Descrizione dell'impianto 57
4.2.2 Analisi di sostenibilità energetica 59
4.3 Confronto tra le due configurazioni 66
Conclusioni 67

Lista dei simboli 70
Bibliografia 72
Figure 74
Tabelle 75
Ringraziamenti 77

“Tu portami via
Dalla convinzione di non essere abbastanza forte
Quando cado contro un mostro più grande di me
Consapevole che a volte basta prendere la vita
cosi com''è…”

Portami via – Fabrizio Moro

Introduzione

"Ambiente e sviluppo non sono realtà separate, ma al contrario presentano una stretta connessione. Lo sviluppo non può infatti sussistere se le risorse ambientali sono in via di deterioramento, così come l'ambiente non può essere protetto se la crescita non considera l'importanza anche economica del fattore ambientale. […]. L'umanità ha la possibilità di rendere sostenibile lo sviluppo, cioè di fa sì che esso soddisfi i bisogni delle generazioni presenti senza compromettere la possibilità di soddisfacimento dei bisogni di quelle future."[1].

Queste frasi sono state estratte dal "Rapporto Brundtland", un documento redatto nel 1987 dalla commissione mondiale sull'ambiente e lo sviluppo, WCED "*World Commission on Environment and Development*", dove per la prima volta è stato introdotto il concetto di sostenibilità, anche dal punto di vista energetico.

Dal 1987 ad oggi, il tema della sostenibilità ambientale ha assunto ogni giorno un'importanza sempre maggiore; i problemi legati all'inquinamento e al riscaldamento globale, hanno spinto la comunità internazionale a dedicare maggiore attenzione alla ricerca di nuove tecnologie per la produzione di energia, attraverso lo sfruttamento di risorse rinnovabili.

Il concetto di sostenibilità energetica è strettamente connesso a quello di servizio energetico; con servizio energetico si intende la forma finale in cui l'energia è utilizzata dalla società per soddisfare i propri bisogni. In figura 1, sono riportati degli esempi di servizi energetici: l'illuminazione pubblica e privata, il teleriscaldamento delle città, i trasporti, i servizi informatici, etc.

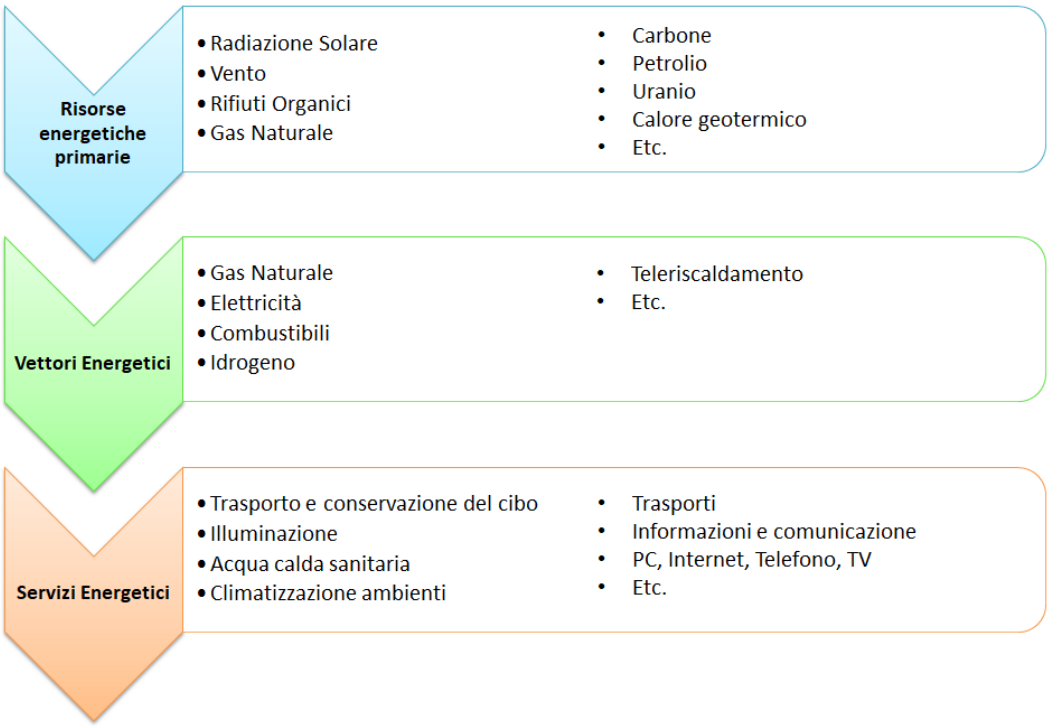

Figura 1 Flussi di energia: dalla risorsa al servizio energetico. Tratto da [2] con modifiche.

La figura 1, mostra inoltre come i servizi energetici vengono soddisfatti grazie alla produzione di energia, tramite differenti tecnologie, sfruttando fonti energetiche primarie; petrolio, gas naturale, carbone sono esempi di risorse energetiche che rientrano nella categoria dei combustibili fossili, mentre il vento e l'energia del sole sono esempi di fonti rinnovabili.
La quantità di energia che fluisce tra un blocco e l'altro, dipende dalla tecnologia utilizzata, e risulta quindi necessario stabilire un criterio attraverso il quale valutare e determinare la migliore tecnologia da utilizzare.

Uno degli obiettivi di questo lavoro di tesi, è proprio quello di presentare una metodologia adeguata e ben strutturata, per giudicare le diverse tecnologie e stabilire quindi quali risultano essere sostenibili dal punto di vista energetico.

Questa analisi richiede, attraverso un approccio di tipo LCA "*Life Cycle Analysis*", uno studio di tutti i flussi energetici prodotti e consumati da una tecnologia, durante il suo ciclo vita, al fine di determinare se è in grado di produrre una quantità di energia utile utilizzabile dalla società. Questo bilancio energetico viene effettuato attraverso l'utilizzo di tre indici che verranno adeguatamente introdotti e definiti: l'ESI, "*Energy Sustainability Index*", l'EROI, "*Energy Returned of Investment*", ed infine l'EPT, "*Energy Payback Time*".

L'analisi di sostenibilità energetica è stata utilizzata, in questo lavoro, per valutare e verificare la sostenibilità energetica di tre processi per la produzione di idrogeno: un reformer in scala ridotta, un elettrolizzatore ad energia solare ed un impianto di digestione anaerobica di rifiuti urbani.

Ad oggi l'idrogeno è utilizzato principalmente nell'industria chimica e petrolchimica. Viene impiegato per la produzione di metanolo e per la sintesi dell'ammonica, mediante il processo Haber-Bosch, per l'idrogenazione di grassi ed olii insaturi, per la sintesi dell'acido cloridrico.

Negli ultimi anni, però, l'idrogeno sta diventando una realtà sempre più importante anche dal punto di vista energetico. Si sta concretizzando, infatti, l'idea di utilizzare l'idrogeno come vettore energetico, alla stregua dell'elettricità, in una futura realtà basata sull'economia dell'idrogeno. Inoltre, l'idrogeno può essere utilizzato come combustibile; sono molti i progetti già lanciati da diverse case automobilistiche, per la realizzazione di vetture alimentate ad idrogeno, dalla cui combustione non vengono rilasciate emissioni nocive, ad eccezione degli NO_x, che possono essere facilmente controllabili.

L'idrogeno però è praticamente inesistente sulla terra nella sua forma elementare di molecola biatomica e deve quindi essere prodotto sinteticamente. Circa il 96% della produzione mondiale di idrogeno avviene attraverso l'utilizzo di combustibili fossili. I processi più utilizzati per la sua produzione sono il reforming del metano con il vapore, l'ossidazione parziale degli idrocarburi pesanti, la pirolisi e gassificazione del carbone. Ovviamente, utilizzando combustibili fossili, questi processi producono una quantità significativa di anidride carbonica.

Attraverso il fenomeno dell'elettrolisi dell'acqua, invece, viene prodotto circa il 3% dell'idrogeno totale prodotto nel mondo. L'elettrolisi dell'acqua consiste fondamentalmente nella separazione delle molecole di H_2O in idrogeno ed ossigeno, attraverso l'azione di una corrente elettrica continua. Questo processo, però, allo stato attuale risulta essere molto

costoso e viene perciò utilizzato soltanto in applicazioni che richiedono una flusso di idrogeno con purezza molto elevata.

Il restante 1% della produzione mondiale di idrogeno avviene mediante l'utilizzo di altre tecnologie ancora non del tutto consolidate, su cui sono in atto numerosi studi, come ad esempio la digestione anaerobica.

In questo processo vengono utilizzati dei particolari batteri che, in opportune condizioni, sono in grado di produrre bio-idrogeno a partire da fonti diverse, come ad esempio la frazione organica dei rifiuti, colture dedicate, reflui zootecnici, fanghi di depurazione.

Nel primo capitolo di questo lavoro di tesi è stato introdotto il concetto di sostenibilità energetica di una tecnologia e sono stati illustrati nel dettaglio le modalità in cui questa analisi viene eseguita. Sono quindi stati definiti i concetti di energia diretta ed indiretta e sono stati introdotti alcuni indici, il cui calcolo permette, appunto, di determinare la sostenibilità energetica di un impianto o di un processo.

Il capitolo 2 è stato dedicato allo studio di un reformer da laboratorio. La produzione di idrogeno attraverso il processo di steam reformer del gas naturale rappresenta una pratica industriale fortemente consolidata; ad oggi, circa il 48% dell'idrogeno prodotto a livello mondiale, viene ricavato mediante questo processo. In questo caso, è stato considerato un sistema pilota di laboratorio, caratterizzato dalla peculiarità di essere molto compatto e facilmente trasportabile. Analizzando le sue prestazioni in due diverse condizioni di funzionamento, è stata quindi effettuata l'analisi di sostenibilità energetica.

Il terzo capitolo è dedicato allo studio di un sistema per l'elettrolisi dell'acqua ad energia solare. E' stato analizzato il funzionamento di un elettrolizzatore alimentato con energia elettrica prodotta attraverso un impianto fotovoltaico. E' stata verificata la sostenibilità, dal punto di vista energetico, dell'impianto utilizzando i dati di una campagna sperimentale, della durata di un anno, effettuata presso l'Environment Park di Torino. Inoltre, è stato verificata la sostenibilità anche del solo impianto fotovoltaico e si è deciso di confrontare i risultati ottenuti con quelli presenti in letteratura.

Nel capitolo 4, sono stati invece studiati due impianti di digestione anaerobica, che utilizzano come materia prima la frazione organica dei rifiuti, la cosiddetta FORSU (Frazione Organica Rifiuti Solidi Urbani). Sono state analizzate le prestazioni di un impianto di digestione anaerobica monostadio per la produzione di solo idrogeno, e di un impianto bi-stadio in cui, attraverso l'utilizzo di due bio-reattori, si ha la produzione di bio-idrogeno e bio-metano. Come per le altre due tecnologie studiate, è stata eseguita l'analisi di sostenibilità energetica.

Vengono infine riportate le conclusioni dello studio effettuato, mediante un confronto degli indici di sostenibilità delle tre tecnologie per la produzione di idrogeno.

Capitolo 1 Analisi di sostenibilità energetica

Già diversi decenni or sono, l'economista Nicholas Georgescu-Roegen sosteneva che, come un sistema biologico, una tecnologia energetica per essere sostenibile deve essere in grado di produrre una quantità di energia maggiore di quella necessaria per il proprio funzionamento. Egli riteneva che una tecnologia è energeticamente sostenibile se, per il suo funzionamento, utilizza solo una parte dell'energia che produce ed è quindi in grado di poter alimentare altri servizi energetici.

Roegen credeva quindi che una tecnologia è sostenibile se è una tecnologia "vitale", proprio come un sistema biologico [3].

1.1 Useful Energy

Una delle principali sfide per il futuro riguarda sicuramente la scelta di utilizzare tecnologie per la produzione di energia che siano sostenibili. Per valutare la sostenibilità di un processo o di una tecnologia è necessario effettuare uno studio di tutti i contributi di energia spesi durante l'intero ciclo vita della tecnologia stessa.

Si ricorre ad un approccio LCA "Life Cycle Analysis" per valutare, ad esempio, l'energia associata all'estrazione e alla lavorazione delle materie prime utilizzate, l'energia spesa per la costruzione dell'impianto, il consumo di energia elettrica e termica per il suo funzionamento, l'energia necessaria nella fase di smaltimento dell'impianto.

Uno studio che prende in considerazione tutti questi flussi di energia legati all'intera vita della tecnologia, permette di valutare il potenziale di una tecnologia di funzionare in modo sostenibile e dà la possibilità di classificare diverse tecnologie in base alla loro capacità di produrre energia utile.

La "Usefuel Energy" è qui definita come l'energia prodotta e resa disponibile alla società da una tecnologia. La figura 1.1 mostra tutti i flussi di energia che devono essere analizzati per poter valutare l'energia utile prodotta.

Il primo passo consiste nella determinazione dell'energia disponibile, Available Energy, cioè la massima quantità di energia che la tecnologia potrebbe teoricamente produrre; successivamente è necessario calcolare tutti i termini di energia diretta ed indiretta spesi.

Per energia diretta si intendono i combustibili e l'energia elettrica e termica direttamente utilizzati per operare l'impianto, mentre per energia indiretta si intende tutta l'energia spesa, in qualunque parte del mondo, per la realizzazione di tutti i componenti necessari per la costruzione e il funzionamento della tecnologia.

In altre parole, l'energia indiretta è l'energia spesa per produrre i materiali, per costruire l'impianto, per produrre i chemicals, i combustibili e l'elettricità. Ad esempio, il combustibile consumato da un impianto di perforazione rappresenta l'energia diretta spesa per il suo funzionamento; l'energia indiretta è invece tutta l'energia che è stata usata per l'estrazione

delle materie prime e la lavorazione dei materiali che sono stati usati per la realizzazione dell'impianto di perforazione stesso [4].

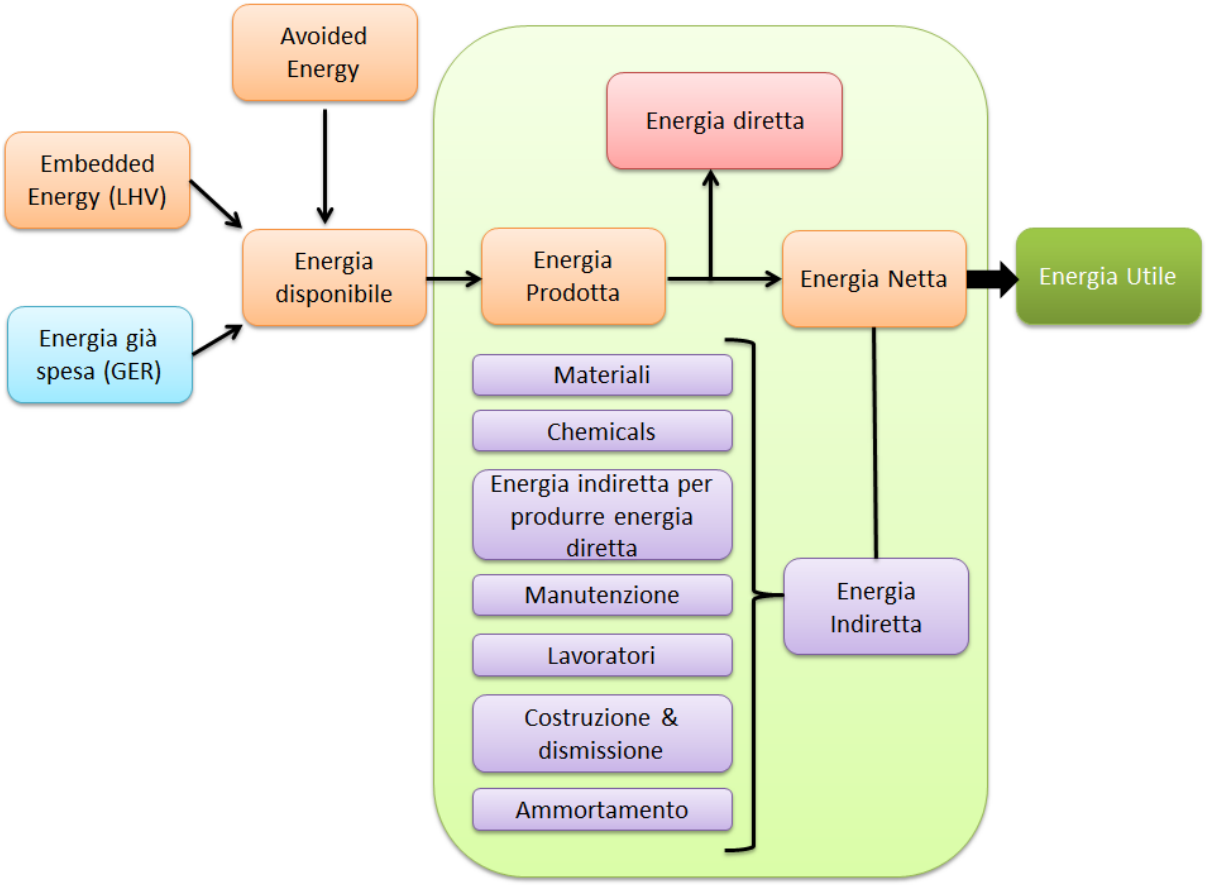

Figura 1.1 Contributi di energia per il calcolo della Useful Energy. Tratto da [5] con modifiche.

E' anche molto importante tenere in considerazione l'energia necessaria per la manutenzione dell'impianto durante il suo funzionamento e l'energia necessaria per sostenere i lavoratori impegnati nell'impianto. Infine, un ruolo molto importante è assunto dalla cosiddetta energia indiretta di ammortamento, cioè l'energia spesa per ricostruire l'impianto, dopo la dismissione di quello in esame.

Il calcolo dell'energia indiretta richiede l'utilizzo di un parametro che permetta di esprimere i flussi di materia, di chemicals, etc. in unità di energia; a tale scopo si utilizza il GER "Global Energy Requirment". Esso è un parametro che valuta tutti i contributi di energia durante tutto il ciclo vita del prodotto considerato. I GER utilizzati in questo lavoro di tesi, sono stati scelti dal database "Ecoinvent" presente nel software "SimaPro".

Tutti i flussi di energia vengono quindi definiti in termini di MJ equivalenti, riferiti ad un'unità funzionale che deve essere attentamente scelta a seconda del processo analizzato. Ad esempio, nel caso dello studio di una tecnologia che produce idrogeno, l'unità funzionale a cui riferire tutti i termini dell'analisi potrebbe essere il m^3 di idrogeno prodotto.

La differenza tra l'energia prodotta dall'impianto e l'energia diretta spesa per farlo funzionare rappresenta l'energia netta. Infine, è possibile determinare l'energia utile prodotta (Equazione 1.1) dalla tecnologia analizzata, semplicemente sottraendo all'energia netta l'energia indiretta.

$$Energia\ Utile = Energia\ Netta - Energia\ Indiretta \tag{1.1}$$

A seconda del processo analizzato, è necessario dover considerare anche altre due contributi di energia: l'energia "Alredy spent" e l'"Avoided Energy".

L'"Energy Alredy spent" rappresenta l'energia già spesa per produrre la risorsa che si sta utilizzando. Ad esempio, se una certa tecnologia è alimentata da gas naturale, l'energia già spesa rappresenta quella parte di energia che è stata spesa per l'estrazione e il trasporto della risorsa al punto di utilizzo. Ovviamente, se come risorsa si utilizzano invece degli scarti o rifiuti, questo termine non sarà presente.

L'energia risparmiata, "Avoided Energy", è invece l'energia risparmiata. Ad esempio, nel caso in cui si stia studiando un impianto che utilizza rifiuti urbani come risorsa, l'energia risparmiata, è quella non spesa per il conferimento e lo smaltimento degli stessi in discarica.

1.1.1 Calcolo dell'energia indiretta

Per il calcolo dell'energia indiretta è necessario considerare tutti i contributi di un processo che richiedono una spesa di energia in modo indiretto [2]. In termini matematici, l'energia indiretta viene calcolato mediante l'utilizzo dell'equazione 1.2:

$$E_{indiretta} = E_{mat} + E_{chem} + E_{manut} + E_{dir\ en} + E_{lab} + E_{const} + E_{decom} + E_{amort} + E_{gi\grave{a}spesa} - E_{evitata} \tag{1.2}$$

E_{mat} rappresenta l'energia indiretta spesa da qualche parte nel mondo per la produzione di tutti i materiali utilizzati per la costruzione dell'impianto. Essa viene calcolata mediante l'utilizzo del GER, come mostrato nell'equazione 1.3:

$$E_{mat} = \sum m_{mat,i} * GER_{mat,i} \tag{1.3}$$

dove: m_{mat} rappresenta la quantità di un certo materiale, espresso in Kg, necessario per l'impianto; GER_{mat} è un parametro che tiene in considerazione tutti i contributi di energia spesa durante tutto il ciclo vita del materiale ed è espresso in unità di energia equivalente MJeq/Kg.

L'energia indiretta per i chemicals, E_{chem} , è l'energia spesa da qualche parte nel mondo per la produzione dei chemicals necessari per il funzionamento dell'impianto. Anche questo contributo di energia viene calcolato mediante l'utilizzo del GER utilizzando l'equazione 1.4, dove m_{chem} e GER_{chem} hanno lo stesso significato del caso precedente, ma ovviamente riferiti ai chemicals.

$$E_{chem} = \sum m_{chemicals,i} * GER_{chemicals,i} \tag{1.4}$$

E_{manut} è un termine che valuta l'energia indiretta spesa per la manutenzione dell'impianto e il suo valore è fortemente legato all'energia indiretta per i materiali. In particolare essa viene calcolata come mostrato nell'equazione 1.5:

$$E_{manut} = \gamma * E_{mat} \tag{1.5}$$

dove γ è un valore che dipende dal tipo di impianto in esame e dal suo periodo di funzionamento previsto; in generale, maggiore è la vita utile dell'impianto più alto sarà il suo valore.

Viene utilizzato il GER anche per la determinazione dell'energia indiretta per la produzione dell'energia diretta, $E_{dir\ en}$. Ad esempio, per un impianto che utilizza come energia diretta elettricità dalla rete, è necessario calcolare l'energia indiretta spesa per la sua produzione (costruzione e gestione della centrale termoelettrica, costruzione e gestione del sistema di trasporto , trasformatori, etc).

Per il calcolo dell'energia indiretta per la produzione dell'energia diretta viene utilizzata l'equazione 1.6:

$$E_{en\ dir} = \sum m_{en\ dir,i} * GER_{en\ dir,i} \tag{1.6}$$

L'energia indiretta per i lavoratori, E_{lab}, tiene in considerazione l'energia spesa per il sostentamento dei dipendenti che operano all'interno dell'impianto. Questo valore di energia indiretta è molto difficile da determinare, in quanto richiede il calcolo dell'energia per la produzione del cibo necessario per il sostentamento delle attività biologiche dei lavoratori, ma anche tutte le altre forme di energia diretta e indiretta collegate alle attività quotidiane dei dipendenti.

L'energia indiretta per la costruzione, E_{constr} e per la dismissione dell'impianto, E_{decom} vengono calcolati, come riportato nelle equazioni 1.7 e 1.8 tenendo in considerazione i materiali, i chemicals e il lavoro umano necessari per la costruzione dell'impianto e la sua dismissione.

$$E_{constr} = E_{chemicals,c} + E_{mat,c} + E_{en\ dir,c} + E_{lab,c} \tag{1.7}$$

$$E_{decom} = E_{chemicals,d} + E_{mat,d} + E_{en\ dir,d} + E_{lab,d} \tag{1.8}$$

E_{amort} rappresenta l'energia indiretta per l'ammortamento, cioè l'energia necessaria per la ricostruzione dell'impianto dopo la sua dismissione, da qualche parte nel mondo, per garantire ancora la produzione di energia [2].

Questo valore di energia indiretta viene calcolato come la somma dell'energia indiretta per i materiali e per i chemicals, come mostrato nell'equazione 1.9:

$$E_{amort} = E_{mat} + E_{chemicals} \tag{1.9}$$

L'energia indiretta per l'energia evitata può essere calcolata tramite l'equazione 1.10 utilizzando il GER del trattamento di smaltimento finale evitato.

$$E_{avoided} = \sum m_{input,i} * GER_{input,i} \tag{1.10}$$

1.2 Il concetto di EROI "Energy Return of Investment"

Al fine di introdurre uno strumento che permettesse di determinare la sostenibilità energetica di una tecnologia, Hall et al. (2009) ha suggerito di utilizzare il concetto di EROI, "Energy returned of investment" [4]. Questo parametro è definito come il rapporto tra l'energia netta generata dalla tecnologia durante il suo funzionamento e l'energia indiretta spesa. Per il calcolo dell'energia indiretta si segue il procedimento illustrato nel paragrafo 1.1.1.

L'EROI è quindi un rapporto tra due quantità espresse in termini di energia ed è quindi una grandezza adimensionale, che in termini matematici è espressa nell'equazione 1.11:

$$EROI = \frac{Energia\ netta}{Energia\ indiretta} \tag{1.11}$$

Un processo con un EROI maggiore di uno è quindi energeticamente sostenibile.

E' importante sottolineare la profonda differenza concettuale tra l'EROI e l'efficienza energetica di una tecnologia, legata invece al primo e secondo principio della termodinamica. Considerando, ad esempio, uno scambiatore di calore, in cui due fluidi aventi temperature diverse si scambiano energia termica, l'efficienza dello scambiatore è definita come il rapporto tra la potenza termica scambiata tra i due fluidi e la massima potenza termica scambiabile. La valutazione dell'EROI richiederebbe, invece, di calcolare l'energia prodotta (in questo caso intesa come energia acquistata dal fluido scaldato), l'energia diretta spesa, ad esempio, da un sistema di pompaggio per mandare il fluido all'interno dello scambiatore, ed infine l'energia indiretta spesa per la costruzione di tutti i componenti dell'apparecchiatura.

Diversi autori hanno concentrato i loro studi sul calcolo dell'EROI di diverse fonti energetiche. Ad esempio, si stima che oggi l'EROI del petrolio è circa pari a 20; questo risultato indica che, per ogni unità di energia spesa per la sua estrazione, trasporto e raffinazione, 20 unità di energia saranno successivamente disponibili per la società [4].

La figura 1.2, estratta dall'articolo di Lambert et al. [6], riporta il valor medio e la deviazione standard del valore di EROI di alcuni combustibili. Gli autori hanno utilizzato un numero abbastanza elevato di studi di altri ricercatori e, dopo aver analizzato i diversi dati disponibili, ne hanno ricavato un valore medio.

Per ogni valor medio di EROI è stata calcolata e riportata anche la deviazione standard rispetto al valor medio; questo ulteriore calcolo è stato necessario in quanto, nei diversi studi analizzati, sono stati riscontrati valori di EROI per il medesimo combustibile molto diversi tra loro. Ulteriori approfondimenti su questi calcoli sono presenti in [6].

Il combustibile col il valore di EROI più grande risulta essere il carbone, che presenta un valor medio di circa 45; il gas naturale, così come il petrolio, ha invece un valore di EROI di circa 20.

I combustibili prodotti utilizzando la biomassa, come ad esempio l'etanolo o il biodiesel, presentano invece valori molto più bassi, addirittura inferiori a 1.

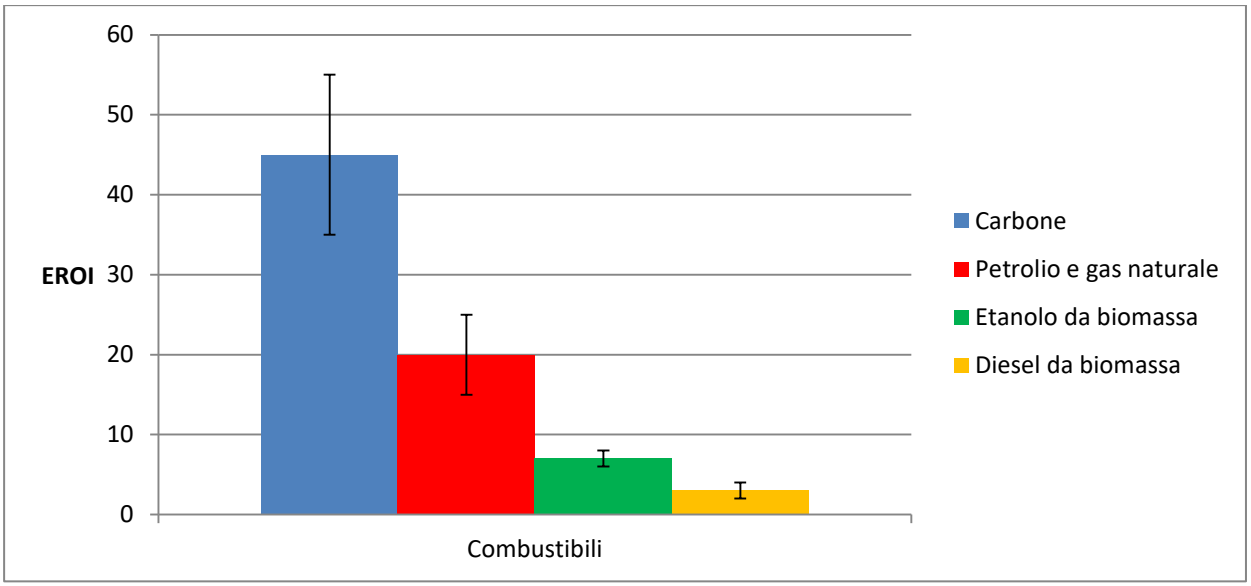

Figura 1.2 Valore medio e deviazione standard dell'EROI di alcuni combustibili. Tratto da [6] con modifiche.

Nello stesso articolo è presente anche una valutazione dell'EROI di alcune tecnologie per la produzione di energia elettrica. Sono stati analizzati sia impianti che utilizzano combustibili fossili, quali le tradizionali centrali termoelettriche e le centrali nucleari, sia le tecnologie che producono energia sfruttando fonti rinnovabili.

La figura 1.3 riporta i risultati ottenuti; le centrali idroelettriche sono quelle che presentano l'EROI più alto, con un valore medio pari a 84. Tutte le altre tecnologie presentano invece un valore dell'EROI minore di 25. In particolare, i parchi eolici presentano un EROI di circa 23, le centrali nucleari di 14 mentre le centrali alimentate a carbone hanno un EROI medio di circa 11.

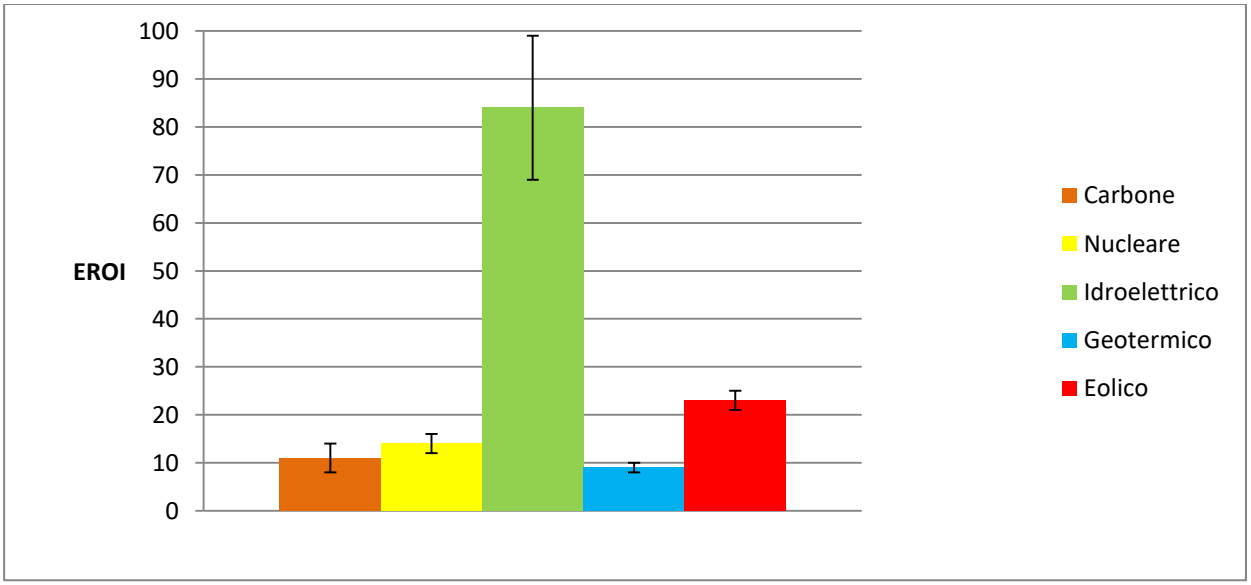

Figura 1.3 Valore medio (e deviazione standard) dell'EROI di impianti di power generation. Tratto da [6] con modifiche.

Collier et al. [7] hanno presentato invece un lavoro di review di molti articoli scientifici in cui veniva calcolato l'EROI di diverse tecnologie fotovoltaiche. E' stato calcolato il valor medio dell'EROI delle diverse tecnologie presenti oggi sul mercato per la conversione dell'energia del sole in energia elettrica. In particolare sono stati considerati i pannelli di silicio mono-cristallino, poli-cristallino, di silicio amorfo e ancora i più moderni moduli in tellururo di cadmio (CdTe) e la tecnologia CIGS (Diseleniuro di indio-rame-gallio).

La figura 1.4 riporta i principali risultati ottenuti. La tecnologia CdTe è quella che presenta il valor medio di EROI più alto, pari a 34,2, con una deviazione standard di 13,5. I pannelli monocristalli hanno un EROI di circa 9±3,5 mentre i pannelli policristallini presentano un valore di 11,6±5,2. I moduli fotovoltaici che utilizzano silicio amorfo presentano un EROI di circa 15 con una deviazione standard di 5, mentre per i pannelli CIGS è pari a 20±8,2.

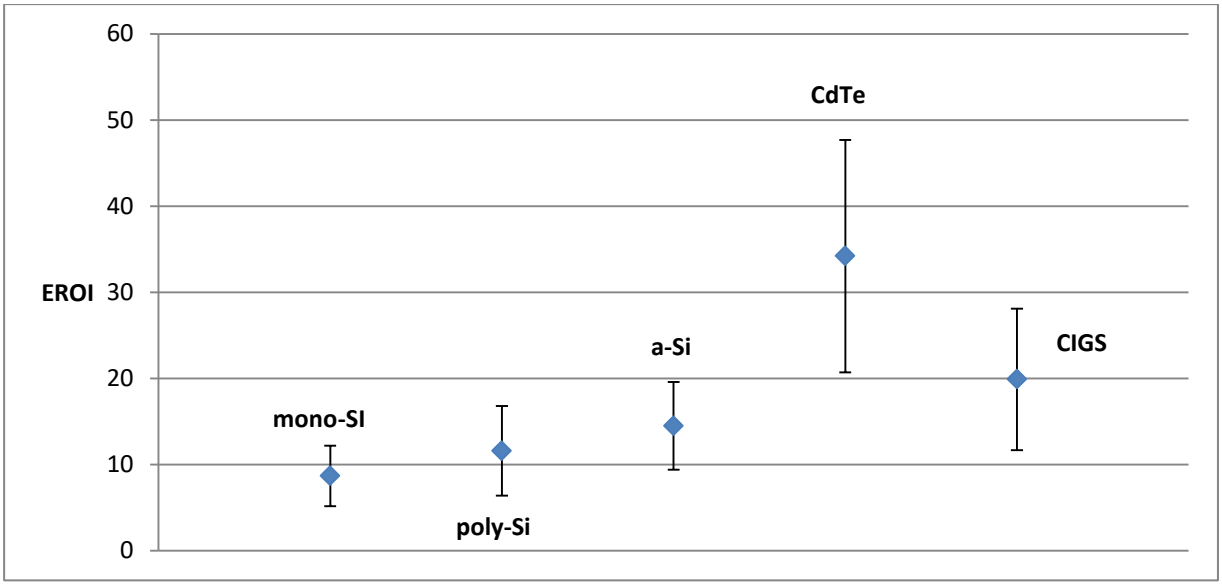

Figura 1.4 EROI di diverse tecnologie fotovoltaiche per la produzione di energia elettrica. Tratto da [7] con modifiche.

E' importante evidenziare che in questo articolo, l'EROI viene calcolato considerando soltanto l'energia indiretta connessa ai materiali; vengono cioè trascurati tutti gli altri termini di energia indiretta, quali ad esempio l'energia per la costruzione, la manutenzione e la futura dismissione dell'impianto, il cui computo abbassa notevolmente il valore dell'EROI.

Dallo studio di questi articoli, risulta evidente come, non esiste una procedura per il calcolo dell'EROI che viene rigorosamente seguiti da tutti i ricercatori, ragion per cui, dato un certo combustibile o una certa tecnologia, è possibile trovare in letteratura valori molto diversi tra loro.

Questo mette in evidenza la necessità di trovare una metodologia universalmente accettata e ben strutturata per il calcolo dell'EROI che sia consistente, in maniera tale da poter utilizzare questo parametro per confrontare diverse fonti energetiche o diverse tecnologie ed essere quindi in grado di stabilire quale sia la più sostenibile [4].

A tale scopo, è molto importante selezionare in maniera appropriata i contorni del sistema su cui effettuare l'analisi. Si è già discusso che l'analisi di sostenibilità energetica di una tecnologia va effettuata utilizzando un approccio LCA, cioè considerando tutto il ciclo vita del sistema analizzato. Il calcolo dell'energia indiretta spesa può essere effettuato scegliendo di considerare o meno alcuni parametri; ad esempio si può decidere di considerare o meno l'energia per la costruzione dell'impianto, l'energia per la sua dismissione, l'energia per il sostentamento dei lavoratori e così via. In base alla definizione data (Equazione 1.9), un peso particolarmente importante è ricoperto anche dall'energia indiretta per l'ammortamento, cioè l'energia necessaria per la ricostruzione dell'impianto considerato; la considerazione di questo ulteriore termine nel calcolo dell'energia indiretta totale, comporta un'importante variazione dell'EROI finale ottenuto. Il calcolo dell'EROI è quindi fortemente influenzato dalla varietà di energie dirette ed indirette che si decide di includere nello studio.

La figura 1.5, mostra un esempio dei diversi flussi di energia che è possibile considerare nel calcolo dell'EROI. Ovviamente, più termini si considerano, più l'analisi sarà dettagliata e minore sarà il valore dell'Energy return of investment ottenuto.

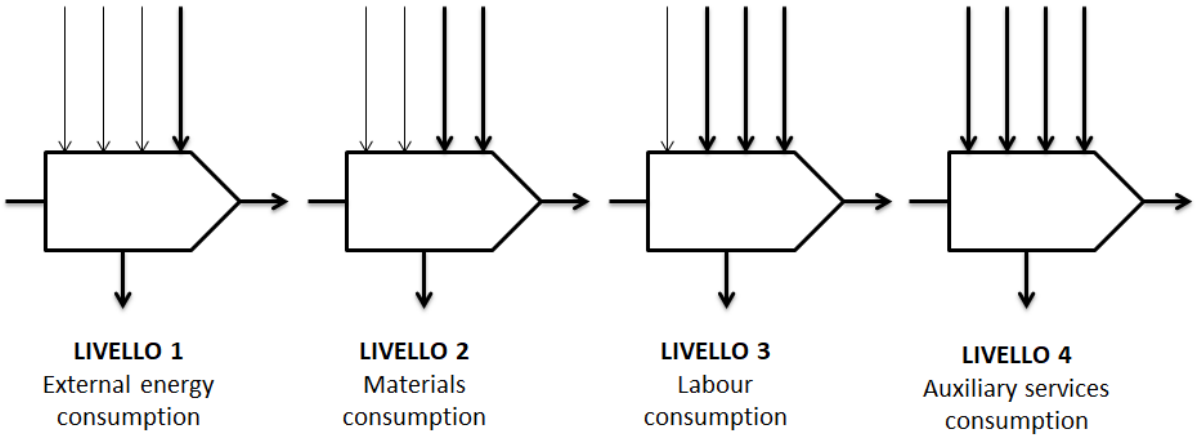

Figura 1.5 Diversi "boundaries" di un sistema per il calcolo dell'energia indiretta. Tratto da [4] con modifiche.

Muovendoci tra i vari livelli, si può decidere di includere o meno nell'analisi gli input energetici provenienti dall'esterno, l'energia legata alla costruzione dei materiali, l'energia necessaria per sostenere i lavoratori o ancora l'energia legata ad altri servizi ausiliari dell'impianto.

Ovviamente, spostandoci dal primo all'ultimo livello, aumenta l'energia indiretta che viene presa in considerazione e, in termini numerici, si ha un incremento del denominatore con conseguente diminuzione dell'EROI. E' quindi fondamentale chiarire a priori quali energie si stanno considerando, al fine di avere a disposizione dei valori di EROI che permettano di effettuare un confronto tra diverse tecnologie energetica e determinare quale sia effettivamente la più sostenibile.

1.3 Il metodo analogico

La procedura che è stata adottata in questo lavoro per la determinazione dell'EROI, e quindi per la verifica della sostenibilità energetica di una tecnologia, prende il nome di "Metodo analogico" ed è articolata in tre fasi [2].

La prima consiste nel calcolo dell'indice di sostenibilità energetica, ottenuto conoscendo l'energia prodotta e l'energia diretta spesa per produrla. Successivamente, si calcola l'energia indiretta spesa durante tutto il ciclo vita della tecnologia considerata, ed infine, nella terza ed ultima parte, si procede con il calcolo dell'EROI e dell'EPT "Energy Payback Time".

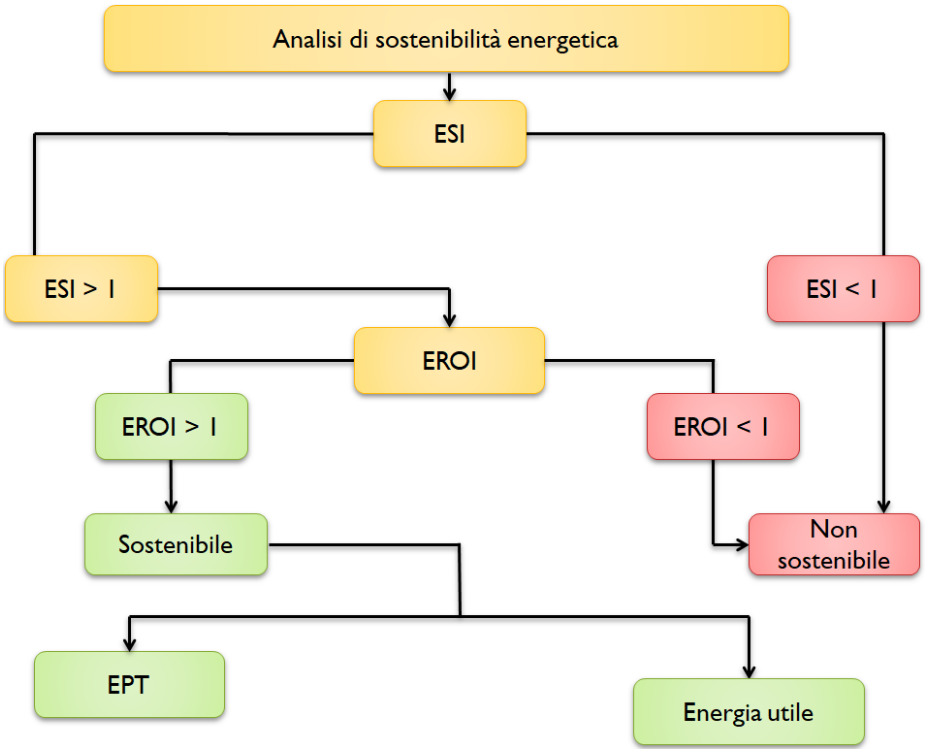

Figura 1.6 Steps dell'analisi di sostenibilità energetica.

L'indice di sostenibilità energetica, ESI "Energy Sustainability Index" viene calcolato utilizzando l'equazione 1.12. Occorre quindi conoscere l'energia prodotta dall'impianto, l'energia già spesa, l'energia evitata e l'energia diretta spesa.

$$ESI = \frac{Energia\ Prodotta - Energia\ già\ spesa + Energia\ \ evitata}{Energia\ diretta} \tag{1.12}$$

Il calcolo dell'ESI rappresenta uno step fondamentale nella determinazione della sostenibilità energetica di una tecnologia. Infatti, solo un ESI maggiore di uno indica che un processo potrebbe essere sostenibile e che quindi è necessario effettuare uno studio approfondito e maggiori valutazioni prendendo in considerazione l'energia indiretta necessaria per costruire e operare l'impianto.

Un ESI minore di uno indica invece che il processo sotto investigazione richiede per il suo funzionamento una quantità di energia diretta maggiore di quella che è in grado di produrre e,

pertanto, risulta già non sostenibile senza la necessità di proseguire con i successi passaggi dell'analisi.

Un indice di sostenibilità energetica minore dell'unità significa anche un valore di energie netta negativa, dove per energia netta si intende la differenza tra l'energia prodotta e l'energia diretta spesa per produrla (Equazione 1.13).

$$Energia\ Netta = Energia\ Prodotta - Energia\ Diretta \tag{1.13}$$

Il calcolo dell'ESI permette di fare una prima selezione tra diversi processi energetici o diverse tecnologie, individuando quali sono quelli che potrebbero essere sostenibili.

Una volta determinato il valore dell'ESI e dell'energia netta, è quindi possibile procedere con il calcolo dell'energia indiretta. Come già ampiamente discusso, risulta fondamentale, in questa fase, specificare quali sono i flussi energetici che vengono presi in considerazione e quali sono quindi i termini di energia indiretta che vengono inclusi nell'analisi.

Calcolata l'energia indiretta totale si procede con la determinazione dell'EROI, utilizzando l'equazione 1.11. Le tecnologie per cui si ottiene un EROI maggiore di uno possono essere classificate come energeticamente sostenibili; questo significa che sono in grado di produrre una quantità di energia utile positiva.

Viceversa, ovviamente, un processo per cui risulta un valore di EROI minore di uno, non è energeticamente sostenibile, quindi il calcolo dell'energia utile produrrà un valore negativo.

Infine si può procedere alla determinazione dell'EPT, "Energy Payback Time", utilizzando la formula 1.14, dove t rappresenta la vita stimata dell'impianto, espressa in anni.

$$EPT = \frac{Energia\ indiretta}{Energia\ netta} * t \tag{1.14}$$

Per il calcolo di questo parametro, nell'energia indiretta si è scelto di non considerare l'energia indiretta di ammortamento, cioè l'energia necessaria per ricostruire l'impianto, da qualche parte nel mondo, dopo la sua dismissione.

L'EPT è un concetto fortemente legato a quello dell'EROI. Esso rappresenta il tempo necessario all'impianto per produrre l'energia necessaria per ricostruire l'impianto stesso. Più grande è l'EPT, minore è l'energia utile annua prodotta e quindi minore è la sostenibilità energetica dell'impianto.

L'EPT rappresenta il momento temporale in cui la tecnologia raggiunge la condizione di sostenibilità, rappresenta cioè gli anni dopo i quali è riuscito a produrre la stessa quantità di energia che è stata necessaria per la sua costruzione.

La conoscenza dell'EROI e dell'EPT permette quindi di valutare il livello di sostenibilità di energetica di una tecnologia; è quindi possibile utilizzare questi due strumenti per confrontare diverse tecnologie e riuscire a stabilire quale sia la più sostenibile.

Capitolo 2 Steam reforming del gas naturale

Lo steam reforming del gas naturale rappresenta oggi la tecnologia più diffusa per la produzione di idrogeno. Il 98% dell'idrogeno prodotto su scala mondiale viene ricavato utilizzando combustibili fossili, mentre circa il 48% viene ottenuto mediante questo processo [8]. Con il termine steam reforming si intende un processo in cui avviene una reazione tra idrocarburi e vapore in presenza di un catalizzatore. Il combustibile fossile più utilizzato in questo processo è il gas naturale per via di diversi fattori, quali: l'alto contenuto di idrogeno, l'elevata disponibilità e lo stato gassoso del gas naturale, che fa si che non siano necessari pre-trattamenti complessi e costosi prima del suo utilizzo.

Tuttavia negli impianti di nuova generazione si sta cercando di aumentare la flessibilità nei confronti del combustibile utilizzato, con lo scopo di poter usare dei combustibili diversi dal gas naturale. Inoltre sono stati fatti numerosi passi avanti sia dal punto di vista della riduzioni delle emissioni gassose inquinanti sia sul miglioramento delle prestazioni dei catalizzatori utilizzati nel processo.

Le emissioni atmosferiche di questi impianti sono principalmente costituite da CO_2 ed NO_x; le emissioni di NO_x dipendono fortemente dalla temperatura nella camera di combustione, dalla composizione del fuel gas e dai tipo di bruciatore utilizzato nell'impianto.

Lo steam reforming si basa sostanzialmente su quattro steps: la desolforazione del gas naturale, la reazione di steam reforming, la reazione di water-gas shift ed infine la depurazione dell'idrogeno ottenuto. La figura 2.1 riporta uno schema di un processo di SMR.

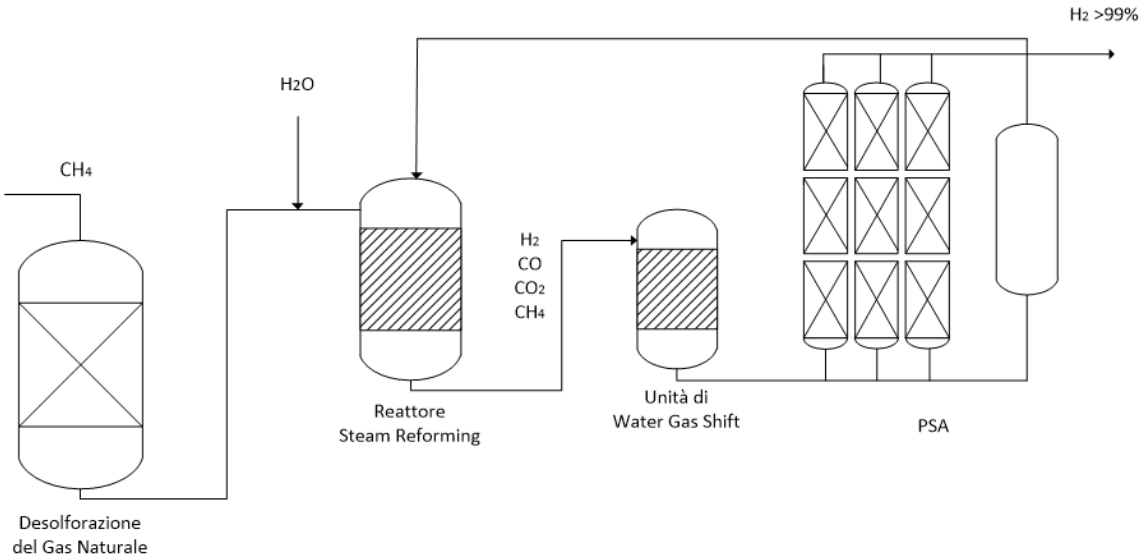

Figura 2.1 Schema impiantistico di un processo di SMR. Tratto da [8] con modifiche.

Il gas naturale può contenere diversi composti organici a base di zolfo; per questa ragione, prima della reazione di reformer deve essere trattato per eliminare questi composti a base di zolfo, che risultano essere fortemente dannosi per i catalizzatori del reformer.

Questo processo di desolforazione del gas naturale avviene in due steps. Nel primo, utilizzando una portata di gas ad alto contenuto di idrogeno (viene utilizzato in genere una parte dell'idrogeno prodotto dall'impianto) viene fatta avvenire la reazione di "*Hydrodesulphuration*" (Equazione 2.1) in un reattore che utilizza ossidi di nichel-molibdeno come catalizzatore.

$$(C_2H_5)_2S + 2H_2 \rightarrow 2C_2H_6 + H_2S \tag{2.1}$$

Successivamente, il gas viene depurato dal solfuro di zolfo (Equazione 2.2), che viene adsorbito in un letto di ossido di zinco.

Il solfuro di zinco viene poi separato dal letto in fase solita e riutilizzato per altri fini.

$$H_2S + ZnO \rightarrow ZnS + H_2O \tag{2.2}$$

L'Equazione 2.3 mostra la reazione che avviene nel reattore dello steam reforming. Questo è un processo catalitico, che consiste nella reazione tra gas naturale e vapore, fortemente endotermico e che richiede quindi una grande quantità di calore [9].A livello industriale, la reazione di reforming avviene in dei tubi, che contengono uno strato di catalizzatore per accelerare la cinetica della reazione, posti all'interno di una fornace. Una parte del gas naturale proveniente dalla sezione di desolforazione e il syngas recuperato dal reattore PSA "*Pressure Swing Adsorption*", vengono combusti fornendo l'energia termica necessaria per la reazione [10]. Le alte temperature che caratterizzano questa parte del processo, 800-1000 °C, richiedono la scelta di un opportuno catalizzatore ad alta efficienza, in modo da evitare il verificarsi della deposizione del carbonio (Equazione 2.4 e 2.5).

$$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2 \quad \Delta H^0 = +206\frac{kJ}{mol} \tag{2.3}$$

$$CH_4 \leftrightarrow C + 2H_2 \tag{2.4}$$

$$2CO \leftrightarrow C + CO_2 \tag{2.5}$$

Si cerca di evitare la formazione del coke perché il suo accumulo può comportare l'ostruzione dei tubi di reforming e soprattutto il blocco dei siti attivi del catalizzatore, che così dopo poco tempo andrebbe sostituito in quanto non più capace di adempiere al suo compito.

Il gas prodotto nel reformer è un mix di CO, H_2, CO_2 e CH_4; per ridurre la quantità di monossido di carbonio ed aumentare la percentuale di idrogeno, il gas viene fatto passare attraverso il reattore di water-gas shift (Equazione 2.6). Questa reazione, esotermica, è spostate verso destra a temperature più basse rispetto alla reazione di reformer; il syngas in uscita dal primo reattore viene quindi raffreddato in uno scambiatore dove viene così prodotto il vapore necessario per il corretto funzionamento dell'intero impianto. In uscita dal reattore di WGS si ha un gas con una percentuale di CO uguale o inferiore all'1%.

$$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2 \quad \Delta H^0 = -41\frac{kJ}{mol} \tag{2.6}$$

L'ultimo step del processo, la depurazione dell'idrogeno prodotto, viene effettuata in un reattore chiamato PSA "Pressure Swing Adsorption", dove attraverso un processo di adsorbimento su carboni attivi, si ottiene idrogeno con livelli di purezza di circa il 99% [11].

2.2 Raccolta dati sperimentali

I dati sperimentali utilizzati come punto di partenza dell'analisi di sostenibilità energetica sono stati ricavati dal lavoro di tesi di Giuseppe Casti "Ottimizzazione sperimentale delle prestazioni di un reformer da 10 kW per la produzione di idrogeno" [13].

Il sistema è stato testato sotto diverse condizioni di funzionamento. In particolare, sono stati raccolti i dati sperimentali relativi al funzionamento del reformer in condizioni stazionarie in due diverse configurazioni: funzionamento a pieno carico e funzionamento nel caso di carico al 60%. Le prove sono state eseguite utilizzando un rapporto C/vapore pari a 4.

La tabella 2.3 mostra le portate ottimali con cui alimentare il sistema, per ottenere la massima produzione di idrogeno in entrambe le configurazioni.

Tabella 2.1 Portate di alimento del Reformer nelle due configurazioni analizzate.

	Carico al 100%	***Carico al 60%***
CH_4 al reformer	16 *l/min*	10 *l/min*
CH_4 al burner	6 *l/min*	4 *l/min*
H_2O COOL	51 *ml/min*	32 *ml/min*
H_2O WGS	24 *ml/min*	20 *ml/min*
ARIA Burner	107 *l/min*	76 *l/min*
ARIA PROX1	6 *l/min*	3,5 *l/min*
ARIA PROX2	1,5 *l/min*	1 *l/min*

La portata di idrogeno prodotta viene invece determinata grazie alla conoscenza della portata complessiva di gas uscente dal sistema e delle percentuale dei vari componenti presenti. La tabella 2.4 riporta i dati medi ottenuti durante la campagna sperimentale.

Tabella 2.2 Portata di biogas ottenuta e sua composizione nelle due configurazioni analizzate.

	Carico al 100%	***Carico al 60%***
Portata totale (wet basis)	115 - 130 *l/min*	70 - 80 *l/min*
Portata totale (dry basis)	80 *l/min*	50 *l/min*
H_2	67 - 68%	67 - 68%
CO_2	20 - 22%	20 - 22%
CH_4	1 - 3%	1 - 3%
N_2	6 - 8%	6 - 8%
CO	< 50 *ppm*	< 50 *ppm*
Portata Idrogeno prodotto	54 *l/min*	34 *l/min*

Dai dati ottenuti, è evidente che lavorando a pieno carico il sistema è in grado di produrre una quantità di idrogeno superiore, ma allo stesso tempo produce anche un percentuale maggiore di metano e monossido di carbonio. Per questo motivo, è preferibile lavorare con un carico

del reformer minore (60%) che, nonostante non permetta di ottenere la produzione massima di idrogeno, presenta complessivamente una migliore qualità del gas.

2.1 Descrizione dell'impianto

L'impianto di steam reformig su cui è stata eseguita l'analisi di sostenibilità energetica è un reformer sperimentale da laboratorio. Questa apparecchiatura ha la caratteristica di essere molto compatta e integrabile con diversi sistemi, essendo formata da più reattori inseriti in un'unica struttura (Figura 2.2). Il reformer, a pieno carico e in condizioni di lavoro ottimali, è in grado di produrre circa 56 litri di idrogeno al minuto, ed ha quindi una potenza nominale di 10 kW, calcolata sulla base del potere calorifico inferiore dell'H_2.

Un sistema simile è stato studiato da Fredrik A. Silversand e il suo team presso lo Svenskt Gastekniskt Center [12] per capire le possibili applicazioni in ambito automobilistico; l'idea era quella di utilizzare l'idrogeno prodotto per alimentare una fuel-cell installata su un veicolo.

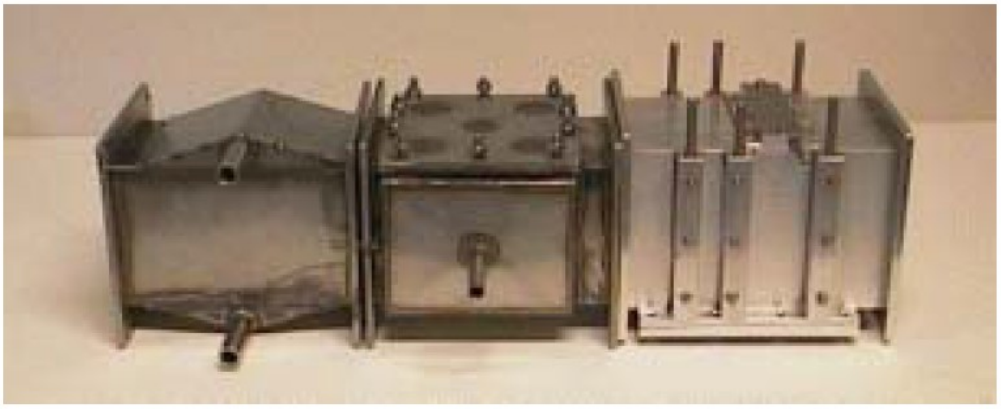

Figura 2.2 Impianto sperimentale di steam reforming [12].

L'unità di reforming considerata in questo lavoro di tesi è composta da due sezioni; la prima comprende il reformer vero e proprio e il burner, mentre la seconda è formata dai reattori di riduzione del CO (dove avviene la reazione di WGS) e dai reattori di ossidazione preferenziale del CO, i cosiddetti PROX.

La tabella 2.1 mostra le dimensioni dei diversi componenti che compongono l'impianto, che complessivamente occupa un volume di circa 3 litri. La sezione dello steam reforming è quadrata, mentre quella del reattore di riduzione del CO e dei reattori PROX è rettangolare.

Tabella 2.3 Dimensioni dei reattori del Reformer da laboratorio.

SREF	23 x 8 x 8 *cm*
WGS	13 x 7 x 10 *cm*
PROX1	7 x 4 x 10 *cm*
PROX 2	8 x 4 x 10 *cm*

I catalizzatori presenti nell'impianto sono diversi per ogni sezione: la composizione e la quantità di ognuno di questi catalizzatori però non è stata resa nota dal costruttore. Al fine di determinare l'energia indiretta spesa per la loro realizzazione è stato perciò necessario fare delle ipotesi . La tabella 2.2 mostra la composizione che si è assunta per i vari catalizzatori nei diversi reattori del reformer. Si è ipotizzato, che lo strato di catalizzatore, pari a 0.5 mm, si trovi depositato su di una griglia metallica.

Tabella 2.4 Catalizzatori utilizzati nei reattori del Reformer.

SREF	$Pt5\%/Al_2O_3$
WGS	$Pt5\%/ZrO_2$
PROX 1	$Rh5\%/Al_2O_3$
PROX 2	$Rh5\%/Al_2O_3$

La figura 2.3 mostra uno schema semplificato del reformer da laboratorio considerato. E' possibili eveidenziare all'interno dell'impianto tre flussi di massa principali:

- Metano da convertire: viene premiscelato col vapore surriscaldato; percorre lo SREF ed entra nel WGS dove avviene la conversione catalitica del CO; viene inserita una certa quantità di H_2O che fa raffreddare velocemente i gas e fa aumentare il rapporto C/vapore. Infine i gas convertiti entrano nei PROX (*Preferential Oxidation Reactor*) per eliminare le restanti tracce di CO con l'introduzione di aria.
- Metano in ingresso al burner: viene premiscelato con aria e viene combusto fornendo il calore necessario per la reazione endotermica nello SREF. Successivamente viene aggiunta ulteriore aria che abbassa la temperatura del gas fino al valore desiderato.
- Acqua demineralizzata: è necessaria per il raffreddamento dei gas in reazione e poi viene utilizzata come fluido di processo (diventa il vapore che poi entra nello SREF).

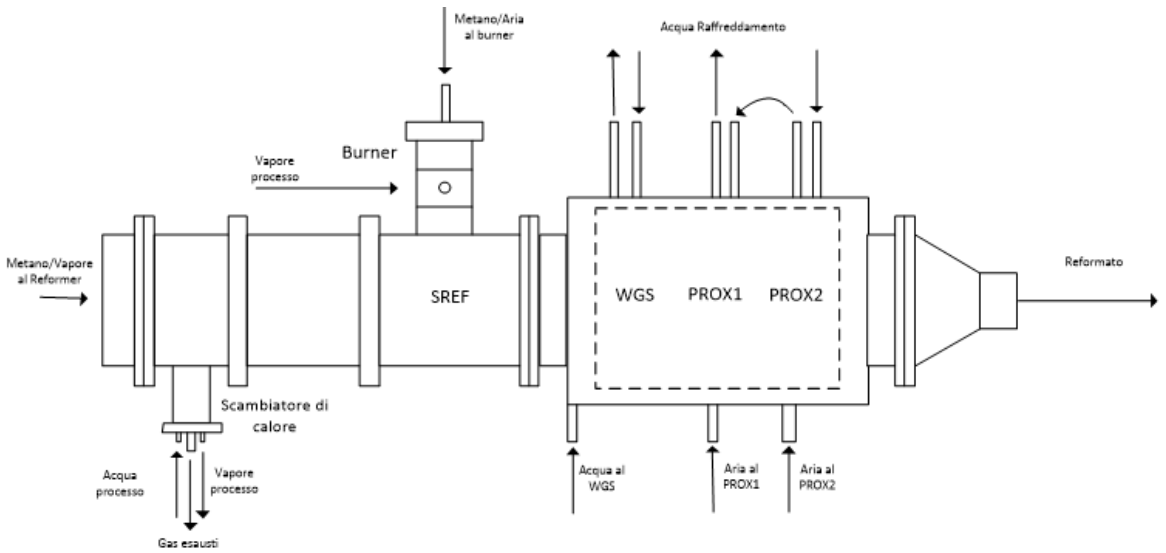

Figura 2.3 Schema del Reformer da laboratorio. Tratto da [13] con modifiche.

2.3 Analisi sostenibilità energetica

La sostenibilità energetica del reformer è stata valuta attraverso la determinazione dell'ESI ("*Energy Sustainability Index*"), dell'EROI ("*Energy Return of Investment*") e dell'EPT ("*Energy Payback time*").

Seguendo la metodologia descritta nel Capitolo 1 di questo lavoro di tesi, sono state calcolati tutti i flussi di energia in gioco: l'energia prodotta, l'energia diretta spesa, l'energia già spesa e l'energia indiretta. Tutti questi termini sono espressi in termini di unità di energia per unità di volume [MJ/m^3H_2].

L'energia prodotta è stata calcolata utilizzando l'equazione 2.7, dove G_{H2} è la portata di idrogeno prodotta e LHV_{H2} è il potere calorifico inferiore dell'idrogeno, che è stato assunto pari a 241 *kJ/mol*.

$$E_{H2} = G_{H2} * LHV_{H2} \tag{2.7}$$

La quantità più rilevante di energia diretta spesa per il corretto funzionamento dell'impianto è rappresentata dall'energia termica necessaria per far avvenire la reazione di SMR, che viene prodotta attraverso la combustione di una certa quantità di gas naturale. Questa energia spesa, equazione 2.8, è stata valutata utilizzando il potere calorifico inferiore del metano (LHV = 801 *kJ/mol*).

$$E_{CH4} = G_{CH4_burner} * LHV_{CH4} \tag{2.8}$$

Un parte molto più piccola e quasi trascurabile di energia diretta è rappresentata dal consumo energetico di alcuni sistemi ausiliari (mass flow, pompe, etc.); non disponendo di alcun dato a riguardo, è stata stimata una potenza spesa di circa 0.120 MJ/m^3_{H2}.

Il termine di energia "*Alredy Spent*" (Equazione 2.9) è stato calcolato considerando l'energia già spesa durante tutta la filiera del gas naturale (approvvigionamento, trasporto, stoccaggio, distribuzione) fino al momento del suo utilizzo. A tale scopo è stato utilizzato il GER del metano, ricavato utilizzando il database "*Ecoinvent*" presente sul software "*SimaPro*".

$$E_{già\ spesa} = G_{CH4_reformer} * GER_{CH4} \tag{2.9}$$

A questo punto è stato possibile procedere alla determinazione dell'ESI utilizzando l'equazione 2.10, in quanto, in questo caso, il termine di energia risparmiata non è presente.

$$ESI = \frac{Energia\ Prodotta - Energia\ già\ spesa}{Energia\ diretta} \tag{2.10}$$

Per proseguire l'analisi e determinare l'EROI della tecnologia analizzata, è necessario valutare l'energia indiretta spesa, che è la somma di molteplici contributi, quali l'energia indiretta connessa ai materiali ed ai chemicals, l'energia indiretta per produrre l'energia diretta, l'energia indiretta per la costruzione, la dismissione e la manutenzione dell'impianto ed infine l'energia indiretta per l'ammortamento.

Per il calcolo dell'energia indiretta dei materiali è stato necessario valutare i materiali utilizzati per la costruzione del reformer. Si è considerato che esso sia costruito da un acciaio inossidabile austenitico (*X5CrNi18 AISI 304*) con uno spessore di 3 *mm*. Conoscendo le

dimensioni dei diversi reattori che costituiscono il reformer, si è determinato il quantitativo di acciaio utilizzato (Tabella 2.5). Si è ipotizzato che un ulteriore 20% di acciaio si stato utilizzato per la costruzione di tutti i sistemi ausiliari presenti nel reformer.

Tabella 2.5 Quantità di acciaio utilizzata per la costruzione del reformer.

SREF	2,05 *Kg*
WGS	1,19 *Kg*
PROX 1	2,95 *Kg*
PROX 2	2,95 *Kg*
Acciaio Inox 304	**9,15 *Kg***

A questo punto, utilizzando il GER dell'acciaio considerato, si è calcolato l'energia indiretta, utilizzando l'equazione 2.11.

$$E_{acciaio} = \sum m_{acciao} * GER_{acciaio} \tag{2.11}$$

Lo stesso procedimento è stato adottato per determinare la quantità dei catalizzatori presenti nell'impianto e successivamente l'energia indiretta ad essi associata, utilizzando il GER dei diversi catalizzatori. Avendo supposto che i diversi catalizzatori nei diversi reattori del reformer siano disposti su di una griglia metallica, con un grado di ricoprimento del 25 % e con uno spessore di 0.5 *mm*, si sono ottenuti i risultati riportati nella Tabella 2.6.

Tabella 2.6 Composizione e quantità dei catalizzatori utilizzati nei reattori del reformer.

SREF	WGS	PROX 1	PROX 2
$Pt5\%/Al_2O_3$	$Pt5\%/ZrO_2$	$Rh5\%/Al_2O_3$	$Rh5\%/Al_2O_3$
0,01 *Kg*	0,05 *Kg*	0,0034 *Kg*	0,0034 *Kg*

L'energia indiretta totale connessa ai materiali è stata ottenuta semplicemente sommando i due contributi legati all'acciaio ed ai catalizzatori.
Durante il funzionamento del reformer viene utilizzata una certa portata di acqua demineralizzata, che è stata considerata come un chemical. I valori dei GER che sono stati utilizzati sono riportati nella Tabella 2.7.

Tabella 2.7 Global Energy Requirement (GER) utilizzati dal database "Ecoinvent" di Simapro.

Global Energy Requirement	
X5CrNi18 (304) I	52,50 *MJ/Kg*
Water demineralized ETH S	12,8 *kJ/Kg*
Natural Gas	4,63 *MJ/Kg*
Electricity MV use in I U	3,06 MJ/MJ_{el}
$Pt5\%/Al_2O_3$	9840 *MJ/Kg*
$Pt5\%/ZrO_2$	9890 *MJ/Kg*
$Rh5\%/Al_2O_3$	14500 *MJ/Kg*

La somma dell'energia indiretta dei materiali e dei chemicals rappresenta un altro contributo all'energia indiretta totale, cioè l'energia indiretta per l'ammortamento.

Infine sono state calcolate le energie indirette per la costruzione e lo smaltimento dell'impianto, valutate come una percentuale (15%) dell'energia indiretta spesa per i materiali, e l'energia indiretta per la sua manutenzione. Quest'ultimo termine è stato determinato utilizzando l'equazione 2.12, dove γ è un parametro che dipende dalla vita dell'impianto. Avendo supposto che l'impianto abbia una vita utile di circa due anni [12], è stato scelto un valore di γ pari a 0.3.

$$E_{manut} = \gamma * E_{mat} \tag{2.12}$$

A questo punto sono stati calcolati i valori dell'EROI e dell'EPT relativi alla tecnologia in esame. Vengono di seguito riportati i risultati, sia per l'assetto a pieno carico sia per quello al 60% del carico.

2.3.1 Funzionamento a pieno carico

Conoscendo i consumi di gas naturale del reformer nella configurazione a pieno carico e la conseguente produzione di idrogeno, sono stati determinati i valori di energia prodotta, di energia diretta spesa e l'energia "*Alredy Spent*" (Tabella 2.8). In questo modo è stato possibile determinare l'ESI. L'energia già spesa è stata determinata moltiplicando la portata di metano inviata al reformer per il GER del metano stesso; in questo modo è stata valutata l'energia spesa, durante tutta la sua filiera, affinché il metano possa essere utilizzato per il processo di reformer. L'energia termica necessaria per far avvenire la reazione di reformer è stata, invece, calcolata considerando la portata di metano in ingresso al combustore.

Tabella 2.8 Energia prodotta ed energia diretta spesa dall'impianto.

Energia Prodotta	10,76	MJ/m^3_{H2}
Energia Diretta	4,10	MJ/m^3_{H2}
Energia già spesa (GER_{CH4})	1,10	MJ/m^3_{H2}
Energia Netta	6.66	MJ/m^3_{H2}
ESI	2.36	*[-]*

Avendo trovato un ESI maggiore dell'unità, significa che potenzialmente il sistema analizzato potrebbe essere sostenibile, sono stati determinati tutti i contributi di energia indiretta. La tabella 2.9 riassume i risultati ottenuti.

Tabella 2.9 Energia indiretta.

Energia indiretta totale	**1,985**	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta materiali totale	0,0218	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta chemicals	0,0176	MJ/m^3_{H2}
Energia già spesa	1,1024	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta manutenzione	0,0065	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta per produrre energia diretta	0,7908	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta ammortamento	0,0394	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta costruzione	0,0033	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta dismissione	0,0033	MJ/m^3_{H2}

La figura 2.4 mostra una rappresentazione grafica del peso che i diversi termini di energia indiretta calcolati hanno sul bilancio energetico.

Risulta evidente come la quota più importante di energia indiretta è quella già spesa, cioè l'energia che è stata spesa per la risorsa energetica utilizzata, vale a dire il gas naturale usato come combustibile. L'altra fetta importante di energia indiretta è quella spesa per la produzione dell'energia diretta utilizzata per l'impianto. Tutti gli altri contributi risultano molto più piccoli e quasi trascurabili .

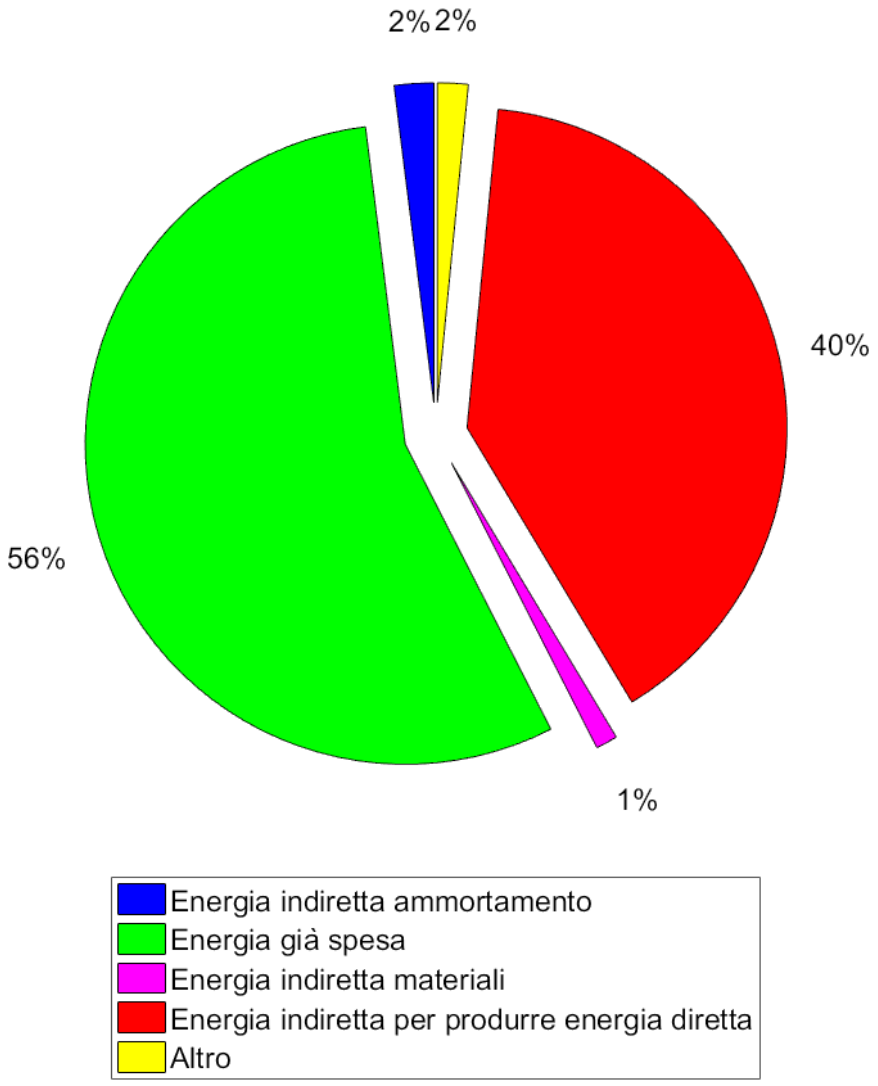

Figura 2.4 Energia indiretta.

L'energia indiretta spesa per i materiali, ed in particolare quella relativa ai catalizzatori utilizzati, rappresenta circa l'1% del totale, nonostante il GER di questi ultimi sia molto grande.

Questo ci consente di affermare che, anche nel caso in cui la stima effettuata sulla quantità di catalizzatore presente nel reformer non dovesse essere del tutto corretta, gli effetti sul bilancio complessivo dovrebbero comunque essere poco rilevanti.

Sono stati quindi ottenuti i valori di EROI ed EPT riportati nella tabella 2.10.

Tabella 2.10 EROI ed EPT ottenuti.

EROI [-]	EPT [anni]
3,36	0,6

Il diagramma di Sankey, figura 2.5, mostra il quantitativo di energia utile prodotta dall'impianto. L'energia utile risulta essere pari circa a 4.7 MJ/m^3_{H2}.

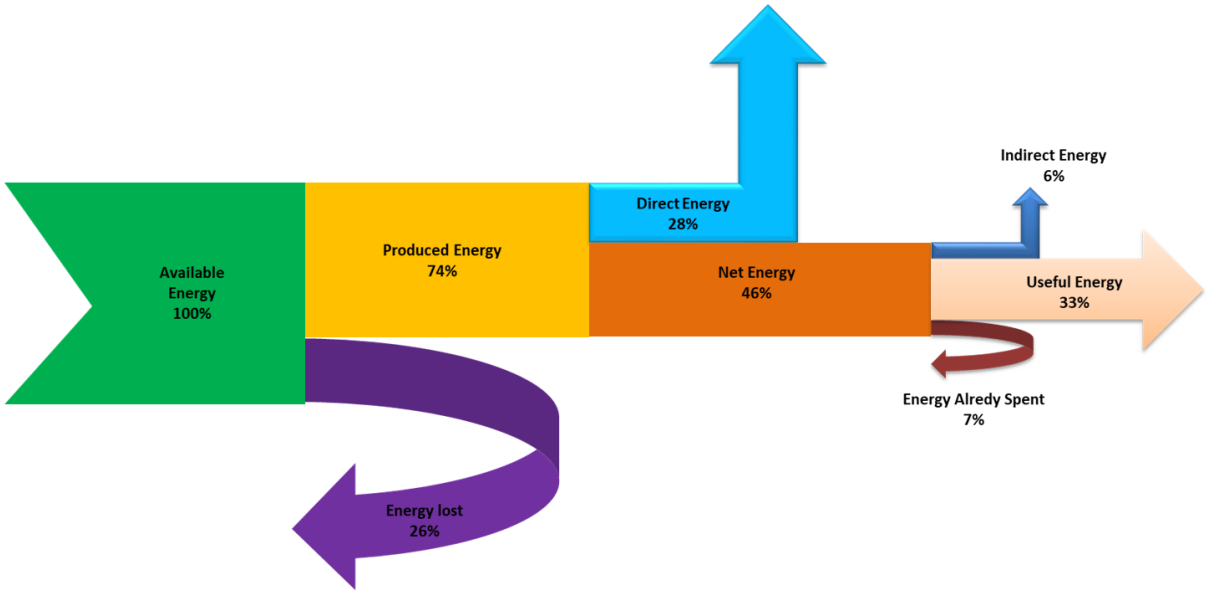

Figura 2.5. Diagramma di Sankey della produzione di H_2 per reformer di CH_4 su scala ridotta.

2.3.2 Funzionamento con carico al 60%

Gli stessi calcoli sono stati ripetuti anche per la configurazione del reformer al 60% del carico nominale. Le tabelle 2.11 e 2.12 riportano i risultati ottenuti.

Tabella 2.11 Energia prodotta ed energia diretta spesa dall'impianto.

Energia Prodotta	10,76	MJ/m^3H_2
Energia Diretta	4,44	MJ/m^3H_2
Energia già spesa (GER_{CH4})	1,10	MJ/m^3H_2
Energia Netta	6,32	MJ/m^3H_2
ESI	2.18	[-]

Ovviamente l'energia indiretta dei materiali è la stessa per entrambe le configurazioni, cambia soltanto la quantità di idrogeno prodotto al quale viene riferita, mentre variano tutti gli altri

contributi di energia essendo diverse le portate di gas naturale e acqua demineralizzata richiesti per il funzionamento.

Tabella 2.12 Energia indiretta.

Energia indiretta	2,2767	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta materiali totale	0,0348	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta chemicals	0,0195	MJ/m^3_{H2}
Energia già spesa	1,1024	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta manutenzione	0,0104	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta per produrre energia diretta	1,0448	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta ammortamento	0,0543	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta costruzione	0,0052	MJ/m^3_{H2}
Energia indiretta dismissione	0,0052	MJ/m^3_{H2}

L'energia utile risulta quindi essere pari circa a 4 MJ/m^3_{H2} e si sono ottenuti i seguenti valori di EROI ed EPT (Tabella 2.13).

Tabella 2.13 EROI ed EPT ottenuti.

EROI [-]	**EPT [anni]**
2,78	0,7

2.4 Conclusioni

La figura 2.6 mostra un confronto dei valori di ESI ed EROI tra le due diverse configurazioni studiate. Risulta evidente come, per entrambi i casi, il reformer risulti essere una tecnologia energeticamente sostenibile, essendo il valore dell'EROI ampiamente maggiore di uno.

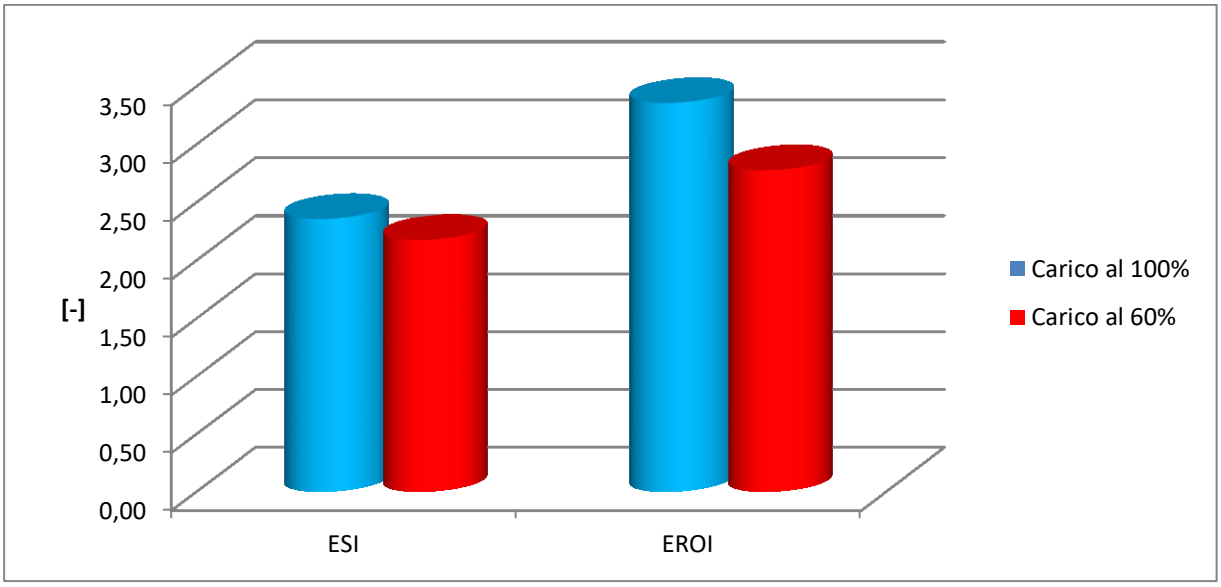

Figura 2.6 Confronto ESI ed EROI tra le due configurazioni considerate.

Al fine di verificare l'affidabilità e la consistenza dei risultati ottenuti, si è deciso di effettuare un confronto con studi sullo steam reforming presenti in letteratura. Pamela Spath e Margaret

Mann, nel loro report [14], hanno introdotto e calcolato, per un impianto di steam reforming, il concetto di "*Life Cycle Efficiency*". Questo è stato definito come mostrato nell'equazione 2.13, dove E_{H2} rappresenta l'energia ottenuta come idrogeno prodotto, E_u è l'energia spesa per far funzionare l'impianto durante tutto il suo ciclo vita ed infine E_f è l'energia contenuta nel gas naturale che alimenta l'impianto.

$$Life\ Cycle\ efficiency = \frac{E_{H2}+E_u+E_f}{E_f} \tag{2.13}$$

Risulta evidente come questo termine, sebbene tenga in considerazione l'energia indiretta legata alla tecnologia in studio, è sostanzialmente diverso dal concetto di EROI. Si è deciso quindi di procedere al calcolo del "*Life Cycle Efficiency*" anche per il nostro reformer, seguendo le indicazioni riportate nell'articolo appena citato.

Il risultato ottenuto, riportato nella tabella 2.14, è molto simile a quello riportato da Pamela Spath e Margaret Mann, pari a circa -40%.

Tabella 2.14 Calcolo del "Life Cycle Efficiency" del reformer considerato.

Life Cycle Efficiency	-55 %
Energy in the hydrogen	6,05 kJ
Energy consumed by all upstream process required to operate the hydrogen plant	2,28 kJ
Energy contained in the natural gas fed to the hydrogen plant	8,34 kJ

Bargigli et al. [9] hanno invece calcolato per diversi impianti di SR un altro parametro che tiene in considerazione l'energia prodotta e le energie dirette ed indirette spese per il corretto funzionamento della tecnologia, il "*Life Cycle Energetic Efficiency*". Questo è definito come il rapporto tra l'energia contenuta nell'idrogeno prodotto e l'energia diretta più l'indiretta spesa per produrlo. Anche in questo caso si è deciso di calcolare questo parametro, (Tabella 2.15) ottenendo un valore prossimo a quello riportato da Bargigli (64%).

Tabella 2.15 Calcolo del "Life Cycle Energetic Efficiency" del reformer considerato.

Life Cycle Energetic Efficiency	57%
Energy of the output	6,05 kJ
All the fossil fuel energy that was directly and indirectly required	10,62 kJ

Capitolo 3 Elettrolisi dell'acqua ad energia solare

L'elettrolisi dell'acqua è un processo utilizzato per produrre idrogeno puro, attraverso la conversione di energia elettrica in energia chimica, sotto forma di idrogeno.

Questo processo viene realizzato all'interno di un elettrolizzatore, una cella elettrochimica composta da un anodo e un catodo, separati da un elettrolita. Una corrente continua viene fatta passare attraverso i due elettrodi al fine di rompere le molecole di acqua e formare quindi H_2 ed O_2 (Equazione 3.1).

$$H_2O_{2(l)} + electrical\ energy \rightarrow H_2 + \frac{1}{2}O_2 \tag{3.1}$$

Nonostante l'abbondante disponibilità d'acqua, soltanto una piccola parte della produzione di idrogeno a livello mondiale, circa il 3%, viene realizzata attraverso questo processo. Infatti, la realizzazione dell'elettrolisi dell'acqua richiede un dispendio di energia elettrica molto alto, che rende quindi il processo costoso, e ne limita l'utilizzo soltanto in applicazioni che richiedono una flusso di idrogeno con purezza molto elevata.

I principali elettrolizzatori industriali utilizzati si dividono in due categorie: quelli che lavorano a basse temperature (70-80 °C) e quelli che invece lavorano ad alte temperature (650-850 °C). Del primo gruppo fanno parte gli elettrolizzatori alcalini e le cosiddette celle elettrolitiche PEM ("Proton Exchange Membrane"), mentre le "Solide Oxide Electrolyte Cells", dette SOEC, fanno parte dell'altro gruppo.

Vengono adesso descritte brevemente le principali caratteristiche di queste tre tecnologie per la produzione di idrogeno per via elettrochimica.

ELETTROLIZZATORI ALCALINI

Gli elettrolizzatori alcalini sono formati da due elettrodi, separati da una membrana semi-porosa, e da un elettrolita alcalino acquoso (Figura 3.1). Questo elettrolita è solitamente una soluzione composta dal 30% in peso di idrossido di sodio o di idrossido di potassio [15].

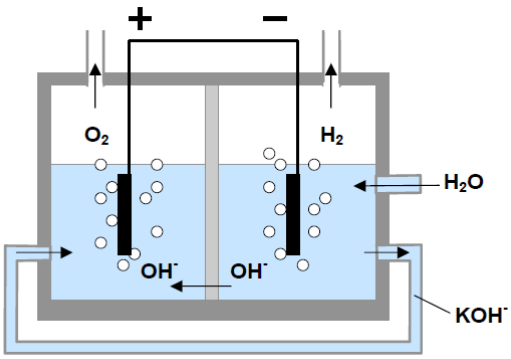

Figura 3.1 Schema di funzionamento di un elettrolizzatore alcalino [15]**.**

Il catodo è costituito da acciaio a basso tenore di carbonio ricoperto da uno strato catalizzante di platino; l'anodo invece è costituito da nichel rivestito con ossidi metallici, come ad esempio il tungsteno o il rutenio [8]. Molto importante è il ruolo della membrana separatrice, che impedisce il miscelamento dell'idrogeno e dell'ossigeno prodotti.

Il processo di elettrolisi avviene grazie all'applicazione di una differenza di potenziale dall'esterno. L'acqua viene mandata al catodo dove è decomposta in idrogeno e ioni OH^- (Equazione 3.2).

$$2H_2O + 2e^- \rightarrow H_2 + 2OH^- \tag{3.2}$$

Attraverso l'elettrolita, gli ioni OH^- si muovono verso l'anodo dove si forma l'ossigeno (equazione 3.3).

$$2OH^- \rightarrow \frac{1}{2}O_2 + H_2O \tag{3.3}$$

Gli elettrolizzatori alcalini raggiungono tipicamente efficienze del 60-70%.

PROTON EXCHANGE MEMBRANE

Gli elettrolizzatori PEM "Proton Exchange Membrane" sono caratterizzati da livelli di efficienza generalmente maggiori di quelli alcalini.

La loro peculiarità, è quella di avere come elettrolita un particolare materiale, chiamato NAFION. , che è un ottimo conduttore di protoni. I catalizzatori utilizzati come elettrodi sono a base di platino o iridio [8]. La figura 3.2 mostra uno schema di una PEM.

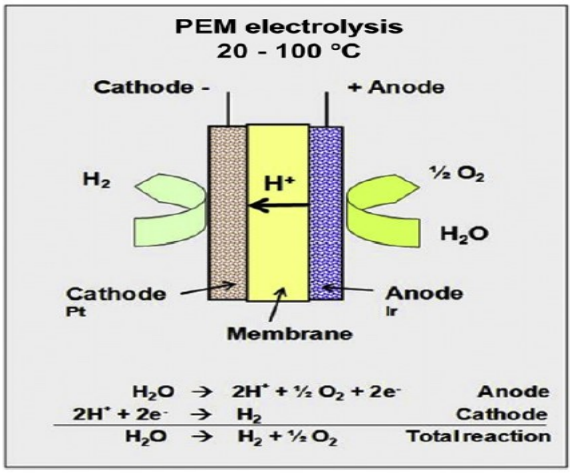

Figura 3.2 Schema di una PEM [16]**.**

In questi elettrolizzatori, l'acqua è introdotta all'anodo, dove si formano ossigeno e protoni (Equazione 3.4).

$$2H_2O \rightarrow O_2 + 4H^+ + 4e^- \tag{3.4}$$

L'equazione 3.5 mostra invece la reazione che avviene al catodo dove i protoni, dopo essersi spostati dall'anodo attraverso la membrana di NAFION, si ricombinano formando l'idrogeno.

$$4H^+ + 4e^- \rightarrow 2H_2 \tag{3.5}$$

CELLE ELETTROLITICHE AD OSSIDI SOLIDI

Le celle elettrolitiche ad ossidi solidi, SOEC, sono delle fuel cell ad ossidi solidi (SOFC) che funzionano in maniera inversa. Queste celle sono caratterizzate dal fatto che utilizzano un elettrolita allo stato solido e che lavorano ad alte temperature (650 - 850 °C).

L'elettrolita è un materiale ceramico in grado di condurre gli ioni O^{2-}; spesso viene utilizzato l'ossido di zirconio, stabilizzato con l'ossido di ittrio (YSZ, "Yittrium Stabilized Zirconia"). L'anodo viene invece realizzato da un materiale composto ceramico (ZrO_2) metallico (Ni), detto Cermet [17]; il catodo è formato da un materiale ceramico composto, costituito da materiali ceramici conduttori di ioni e da ossi conduttori di elettroni (ad esempio manganato di lantanio drogato con stronzio). La figura 3.3 mostralo schema di una SOEC.

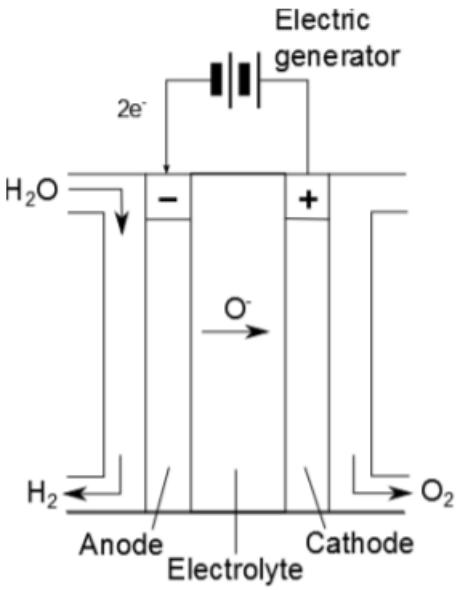

Figura 3.3 Schema semplificato "Solide Oxide Electrolyzer Cell" [18]**.**

Le reazioni che avvengono al catodo e all'anodo della cella sono mostrate rispettivamente nelle equazioni 3.6 e 3.7

$$2H_2O + 4e^- \rightarrow H_2 + 2O^{2-} \tag{3.6}$$

$$2O^{2-} \rightarrow O_2 + 4e^- \tag{3.7}$$

3.1 Descrizione dell'impianto

L'impianto su cui è stata effettuata l'analisi di sostenibilità energetica è un sistema formato da un elettrolizzatore alcalino alimentato dall'energia prodotta da un sistema fotovoltaico, situato presso l'Envirnoment Park di Torino.

Di seguito vengono descritti il sistema fotovoltaico e l'elettrolizzatore; in particolare, per quanto riguarda il sistema fotovoltaico, viene illustrata la metodologia utilizzata per il calcolo dell'energia annua prodotta. E' stato inoltre calcolato anche l'EROI del solo impianto fotovoltaico, al fine di poter fare un confronto con i diversi valori di questo parametro presenti in letteratura.

3.1.1 Impianto fotovoltaico

L'impianto fotovoltaico considerato è un esempio della cosiddetta "integrazione architettonica", esso chiude parzialmente uno spazio ma permette comunque un buon grado di illuminamento (Figura 3.4).

Figura 3.4 Impianto fotovoltaico preso in analisi ai fini della sostenibilità energetica.

Il generatore fotovoltaico, che ha una potenza di 16 kW, è costituito da 160 moduli in doppio vetro con cellule fotovoltaiche policristalline; la descrizione tecnica dei componenti dell'impianto sono riportati nella tabella 3.1. L'impianto fotovoltaico è collegato ad un sistema di otto inverter della ditta Sunny Boy (Modello 1700E); le specifiche tecniche sono riportate nella tabella 3.2.

La struttura è correttamente rivolta verso Sud per massimizzare l'irradianza incidente sui pannelli fotovoltaici. La particolarità di questo impianto, come si nota facilmente dalla figura 3.4, è che i moduli fotovoltaici sono distribuiti su otto inclinazioni differenti. Questo fa si che non tutti i pannelli ricevano la stessa radiazione solare e quindi il sistema risulta essere meno efficiente.

Tabella 3.1 Specifiche tecniche modulo fotovoltaico [19].

Dimensioni (b x h)	801 x 1491 mm
Composizione del vetro	tripla lastra, con plastico rinforzante
Spessore totale del vetro	22 mm
Peso del modulo	66 Kg
Potenza P_{MPP}	102 W_P
Tensione U_{MPP}	18,9 V
Corrente I_{MPP}	5,4 A
Tensione a vuoto U_0	23,4 V
Corrente di cortocircuito I_{SC}	5,8 A
Numero celle solari per modulo	6 x 13 = 78
Tipologia celle solari	Policristalline (Sunways Plus)
Dimensioni celle solari (b x h)	100 x 100 mm

Tabella 3.2 Specifiche tecniche Inverter [19].

Ditta produttrice	Sunny Boy
Modello	1700E
Potenza nominale lato alternata	1500 W
Potenza massima lato alternata	1700 W
Massima percentuale di distorsione armonica	< 4%
Rendimento massimo	>93,5%
Autoconsumo diurno	< 5W
Autoconsumo notturno	< 0,1 W
Grado di protezione	IP 65
Dimensioni	434 x 295 x 214 mm
Peso	25 Kg

3.1.1.1 Calcolo della producibilità

Per potere effettuare l'analisi di sostenibilità energetica del sistema elettrolizzatore accoppiato con l'impianto fotovoltaico, è necessario conoscere la quantità di energia che quest'ultimo è in grado di produrre mediamente in un anno. Con lo scopo di quantificare quindi questa energia prodotta, si è deciso di effettuare un'analisi della producibilità del generatore fotovoltaico.

Come già detto, l'impianto è situato a Torino ed è stato correttamente rivolto verso Sud. I valori di irradianza solare giornalieri utilizzati per il calcolo sono stati ottenuti utilizzando il sito web "*re.jrc.ec.europa.eu/pvgis*"; per una certa località, esso è in grado di fornire una stima giornaliera media, per ogni mese dell'anno, del profilo dell'irradianza solare incidente su un piano fissato.

A causa della particolare forma geometrica dell'impianto, i moduli che compongono l'impianto si trovano posizionati ad inclinazioni diverse. E' stato quindi necessario determinare l'irradianza solare su ognuno di questi moduli. Sfruttando i dati riportati in [19], si sono utilizzati i rapporti tra le curvature delle diverse stringhe che compongono l'impianto (tabella 3.3) per determinare l'irradianza solare sulle diverse parti del generatore fotovoltaico,

conoscendo solamente quella sull'ottava stringa. Per ricavarli si è utilizzata l'equazione 3.8, dove R_c rappresenta il rapporto tra le curvature dell'i-esima stringa ed H_{rif} rappresenta la radiazione incidente sulla stringa di riferimento, cioè l'ottava.

$$H_i = \frac{R_c * H_{rif}}{100} \tag{3.8}$$

Tabella 3.3 Rapporto tra curvature.

	Curvatura [m^{-1}]	Rapporto tra curvature Rc [%]
Pannelli 1° stringa	0,057107	59,86
Pannelli 2°-3° stringa	0,058582	61,41
Pannelli 4°-5° stringa	0,044705	46,86
Pannelli 6°-7° stringa	0,094688	99,26
Pannelli 8° stringa	0,095393	100

Utilizzando la formula riportata nell'equazione 3.9, si è quindi stimata l'energia prodotta da ogni stringa di pannelli che compone il generatore fotovoltaico nei diversi mesi dell'anno, e successivamente è stata determinata l'energia totale, dalla somma di tutti i contributi.

$$E_{AC} = H * S_{FV} * \eta_{STC} * PR \tag{3.9}$$

I valori del rendimento η_{STC} (rendimento in "Standard Test Condition") e del PR ("Performance Ratio") sono stati scelti, dopo una prolungata ricerca bibliografica, pari rispettivamente a 0.13 e 0.75. E' stata quindi calcolata l'energia prodotta da ognuna delle otto stringhe e quindi si è determinata l'energia totale prodotta dal generatore fotovoltaico nei diversi mesi dell'anno. La tabella 3.4 mostra i risultati ottenuti.

Tabella 3.4 Energia prodotta mensilmente dal generatore fotovoltaico.

	Energia prodotta da FV [MJ/mese]
Gennaio	5849,11
Febbraio	7791,63
Marzo	10955,63
Aprile	10309,35
Maggio	11544,51
Giugno	11645,13
Luglio	12991,41
Agosto	12435,16
Settembre	10792,29
Ottobre	7936,46
Novembre	5768,19
Dicembre	5515,05

3.1.1.2 EROI del solo impianto FV

Si è deciso di determinare l'EROI del solo impianto fotovoltaico al fine di verificare se un impianto di questo tipo sia energeticamente sostenibile. Successivamente sono stati fatti dei confronti con i valori di EROI presenti in letteratura.

Si è deciso di trascurare il contributo di energia diretta spesa per il funzionamento dell'impianto, in quanto trascurabile rispetto all'energia prodotta dall'impianto durante un anno di funzionamento. Si è quindi proceduto alla determinazione dell'energia indiretta spesa durante tutte il ciclo vita del generatore fotovoltaico.

Utilizzando il database "Ecoinvent" presente sul software "SimaPro", sono stati ricavati i valori del GER dei moduli fotovoltaici e degli inverter (Tabella 3.5). Questi valori sono espressi in MJ per unità, quindi per il calcolo dell'energia indiretta è stato necessario moltiplicarli rispettivamente per il numero di moduli fotovoltaici installati (160) e per il numero di inverter presenti (8), e successivamente dividere i valori ottenuti per la vita utile dell'impianto, che è stata supposta pari a 30 anni.

Tabella 3.5 GER dei pannelli fotovoltaici policristallini e dell'invert.

	GER	Energia indiretta
Photovoltaic panel, pc-Si, at plant/RER/I S	4210 MJ/pannello	22453,33 MJ/anno
Invert, 1500 W, at plant/RER/I S	1512 MJ/inverter	403,20 MJ/anno

Come previsto, l'energia necessaria per la realizzazione dei singoli moduli fotovoltaici è molto grande; sono necessari poco più di 4200 MJ per la realizzazione di un singolo modulo.
Si sono calcolati quindi tutti gli altri termini di energia indiretta, ottenendo i valori riportati nella tabella 3.6. Per il calcolo dell'energia indiretta per la manutenzione dell'impianto si è utilizzato un valore di γ pari a 0.03, poiché il generatore fotovoltaico non richiede particolari interventi di manutenzione durante la sua vita utile.

Tabella 3.6 Energia indiretta impianto fotovoltaico.

Energia Indiretta totale	53255,72	MJ/anno
Energia indiretta materiali	22856,53	MJ/anno
Energia indiretta manutenzione	685,69	MJ/anno
Energia indiretta costruzione	3428,48	MJ/anno
Energia indiretta dismissione	3428,48	MJ/anno
Energia indiretta ammortamento	22856,53	MJ/anno

Sono stati quindi calcolati i valori di EROI ed EPT. L'EROI dell'impianto fotovoltaico risulta essere pari a 2.13, il che significa che è in grado di produrre circa il doppio dell'energia spesa durante tutto il suo ciclo vita. Ovviamente questo risultato è fortemente influenzato dalla quantità di energia che il sistema produce. In ogni caso, essendo l'EROI maggiore di uno, il generatore fotovoltaico risulta essere un impianto energeticamente sostenibile. Avendo supposto la vita del sistema pari a 30 anni, si è ottenuto un valore di EPT pari a circa 8 anni.

Si è deciso infine di confrontare i valori ottenuti con quelli presenti in letteratura; in particolare si è fatto riferimento al già citato lavoro di Collier et al. [7]. In questo articolo il valore di EROI viene determinato utilizzando la formula mostrata nell'equazione 3.10.

Sostanzialmente al denominatore viene considerata soltanto l'energia indiretta dei materiali, senza tenere in considerazione tutti gli altri contributi di energia indiretta. In questo modo, per i moduli fotovoltaici che utilizzano celle policristalline, è stato ricavato un valore medio dell'EROI di circa 11 con una deviazione standard pari a circa 5.

$$EROI = \frac{E_{prodotta}}{E_{indiretta_materiali}} \tag{3.10}$$

Si è deciso quindi di determinare l'EROI dell'impianto studiato, seguendo la procedura seguita in [7]; è stato trovato in questo caso un valore dell'"Energy returned of investment" pari a 5. Risulta evidente come l'aver trascurato gli altri termini di energia indiretta, in particolare l'energia indiretta per l'ammortamento dell'impianto, restituisca un EROI decisamente più alto.

Questo aspetto mette in evidenza ancora una volta, come già discusso nel primo capitolo di questo lavoro di tesi, la necessità di determinare a priori i contorni del sistema analizzato e di esprimere chiaramente quali contributi di energia indiretta vengono considerati durante lo svolgimento dell'analisi di sostenibilità energetica.

3.1.2 Elettrolizzatore

L'elettrolizzatore utilizzato presso l'Environment Park per la sperimentazione è l'IDROENERGY mod. 3.. L'idrogeno viene prodotto a bassa pressione nella quantità richiesta dall'operatore e questo modello ha la caratteristica di garantire un livello di purezza di circa il 99%. I principali dati tecnici del dissociatore elettrolitico utilizzato sono riportati nella tabella 3.7.

In questo sistema, in una cella elettrolitica contenente acqua demineralizzata miscelata con una soluzione di soda (componente basico), sotto l'azione di una corrente regolata e stabilizzata si ottiene la produzione di idrogeno ed ossigeno.

Questi due prodotti vengono convogliati successivamente in due circuiti separati, dove avviene il raffreddamento, l'essiccazione ed un corretto equilibrio tra le pressioni relative in modo da riuscire a soddisfare le esigenze dell'utilizzatore finale.

E' presente anche un'unità di controllo e di gestione del sistema, che svolge l'importante compito di portare ai capi della cella elettrolitica una tensione tale da garantire il migliore rendimento del processo di elettrolisi.

Tabella 3.7 Caratteristiche Elettrolizzatore analizzato [19].

Produzione Idrogeno	2466 Nl/h
Produzione Ossigeno	1233 Nl/h
Purezza gas	> 99,5%
Pressione massima	1,8 - 3,9 bar
Potenza elettrico massima	13,5 kW
Massima corrente assorbita	22 A
Consumo acqua distillata	2,2 l/h
Contenuto soluzione elettrolitica	25 l soda caustica 18% in peso
Dimensioni	114 x 95 x 140 cm
Peso	420 Kg
Tensione di alimentazione	400 VAC

3.2 Analisi dati sperimentali

L'analisi di sostenibilità energetica dell'impianto appena descritto, è stata effettuata utilizzando i dati sperimentali ricavati da Alessandro Peiretti durante la realizzazione del suo lavoro di tesi presso il Politecnico di Torino dal titolo "L'elettrolisi dell'acqua ad energia solare" [19].

Il funzionamento dell'elettrolizzatore è stato monitorato in diverse condizioni di funzionamento e per un periodo di circa un anno. L'analisi di sostenibilità energetica verrà qui svolta considerando due differenti assetti di funzionamento del dissociatore: il primo con la valvola dell'idrogeno completamente aperta, e il secondo con una apertura della suddetta valvola al 68%.

In entrambe le configurazione, il sistema ha un rendimento di poco superiore al 70%.

Al fine di determinare l'energia prodotta in termini di idrogeno dal sistema e l'energia diretta spesa per il suo funzionamento, è stato necessario estrapolare dai dati sperimentali disponibili, la portata di idrogeno media prodotta e la potenza assorbita dall'elettrolizzatore. La tabella 3.8 mostra questi dati.

Tabella 3.8 Parametri di funzionamento dell'elettrolizzatore.

	Funzionamento valvola idrogeno al 100%	**Funzionamento valvola idrogeno al 68%**
Portata media idrogeno	1824 *Nl/h*	1634 *Nl/h*
Potenza media richiesta	8,12 *kW*	7,48 *kW*
Rendimento medio	74%	72%

3.3 Analisi sostenibilità energetica

Anche in questo caso, l'analisi di sostenibilità energetica è stata fatta calcolando prima l'indice di sostenibilità energetica, ESI, e successivamente si è proceduti alla determinazione dell'EROI.

L'analisi è stata effettuata, come detto, considerando due diverse configurazioni di funzionamento dell'elettrolizzatore: la prima in cui l'apertura della cosiddetta valvola dell'idrogeno è aperta al 100% e la seconda in cui è aperta soltanto al 68%.

La tabella 3.9 mostra la portata di idrogeno prodotto e l'energia necessaria da fornire all'elettrolizzatore per il suo corretto funzionamento. In particolare, questa energia spesa tiene in considerazione, oltre alla quota parte richiesto dall'elettrolizzatore, anche di quella richiesta dal sistema di purificazione dell'idrogeno e quella richiesta dai sistemi ausiliari.

Tabella 3.9 Produzione di idrogeno ed energia richiesta dall'elettrolizzatore.

	Produzione di idrogeno [Nm^3H_2/h]	**Energia richiesta [MJ/h]**
Apertura valvola 100%	1,82	30,29
Apertura valvola 68%	1,63	27,03

L'energia necessaria al funzionamento dell'elettrolizzatore viene fornita dall'impianto fotovoltaico ma, a causa della natura intermittente di questa fonte di energia, non sempre è in grado di soddisfarne la richiesta.

Si è quindi ipotizzato che, nelle situazioni in cui il generatore solare non produce una quantità di energia sufficiente, questa venga acquistata dalla rete. E' stata quindi calcolata, per ogni ora del giorno di ogni mese, la quantità di energia necessaria al funzionamento dell'impianto e l'energia prodotta dal FV.

Nel calcolo dell'ESI, come energia diretta è stata considerata proprio questa quantità di energia elettrica prelevata dalla rete.

Sono stati supposti diverse ore di funzionamento dell'elettrolizzatore, in diverse fasce orarie, con lo scopo di analizzare la variazione dell'ESI, e successivamente, dell'EROI, al variare della quantità di energia spesa e conseguentemente al variare dell'energia diretta ad essa legata.

Per il calcolo dell'EROI sono state calcolate tutte le quote di energia indiretta spesa durante tutto il ciclo vita dell'impianto.

Oltre alla già citata energia indiretta dei materiali (moduli fotovoltaici ed inverter) ed energia indiretta per la produzione dell'energia diretta, è stata determinata l'energia indiretta dei chemicals. In particolare, sono stati considerati il consumo di acqua distillata, pari a circa 2,2 l/h, e il consumo di soda.

I GER utilizzato per la determinazione di queste energia sono riportati in tabella 3.10.

Tabella 3.10 Valori di GER utilizzati per il calcolo dell'energia indiretta.

	GER
Water demineralized ETH S	12,8 *kJ/Kg*
Soda, powder, at plant/RER S	5,99 *MJ/Kg*
Electricity MV use in I U	3,06 MJ_{eq}/MJ_{elet}

L'energia indiretta per la manutenzione è stata calcolata assumendo un valore di γ pari a 0,03, mentre le energie indirette per la costruzione e la dismissione dell'impianto sono state determinate come una percentuale, pari al 15%, dell'energia indiretta spesa per i materiali.
La vita utile dell'impianto è stata supposta pari a 20 anni.

3.3.1 Apertura valvola dell'idrogeno al 100%

In questa configurazione, l'elettrolizzatore produce la quantità massima di idrogeno. Sono stati ipotizzati diverse ore di funzionamento giornaliere in diverse fasce orarie; per ognuno di questi casi sono stati quindi determinati l'idrogeno prodotto e l'energia ad esso associata sulla base del suo potere calorifico inferiore e l'energia diretta.

E' stata quindi possibile determinare l'indice di sostenibilità energetica e l'energia netta prodotta dall'impianto. La tabella 3.11 mostra i risultati ottenuti.

Tabella 3.11 Calcolo dell'ESI.

Ore funzionamento	Fascia oraria	Idrogeno prodotto all'anno [Nm^3H_2/ anno]	Energia Prodotta all'anno [MJ/ anno]	Energia Media all'anno da rete [MJ/ anno]	Energia Netta [MJ/ anno]	Energia Netta [MJ/ Nm^3H_2]	ESI [-]
24	00:00/ 00:00	15976,1	172542	171947,3	594,5	0,04	1,00
12	06:00/ 18:00	7988,1	86270,9	40063,4	46207,5	5,78	2,15
8	09:00/ 17:00	5325,4	57513,9	11818,1	45695,8	8,58	4,87
6	10:00/ 16:00	3994,1	43135,4	4098,2	39037,3	9,77	10,5

Risulta evidente come, al diminuire delle ore di funzionamento, l'ESI mostra un sostanziale incremento. Questo trend è giustificato dal fatto che, nonostante una minore produzione di idrogeno dovuta al minor numero di ore di funzionamento dell'elettrolizzatore, la quantità di energia diretta spesa diminuisce.

Infatti, limitando l'utilizzo dell'elettrolizzatore alle fasce orarie 09:00/17:00 o soprattutto 10:00/16:00 si riesce a sfruttare al meglio il contributo del generatore fotovoltaico, che riesce a produrre una grossa percentuale dell'energia necessaria all'elettrolizzatore. La situazione migliore risulta essere quella in cui l'elettrolizzatore è in funzione soltanto per sei ore al giorno dalle dieci del mattino alle diciassette del pomeriggio; in questo caso si è ottenuto

un'ESI di 10,5 con un valore di energia netta prodotta dall'impianto pari a circa 10 MJ/Nm^3H_2.

E' stata quindi calcolata l'energia indiretta spesa durante il ciclo vita dell'impianto; la tabella 3.12 mostra i valori ottenuti per le diverse energie indirette considerate. Tutte i valori di energia sono espressi in MJ/Nm^3H_2.

Tabella 3.12 Calcolo energia indiretta.

Ore funzionamento	Fascia oraria	$E_{ind\ en\ dir}$	$E_{chemicals}$	$E_{materiali}$	$E_{manutenzione}$	$E_{construzione}$	$E_{dismissione}$	$E_{amortization}$
24	00:00/ 00:00	32,93	0,0011	2,15	0,06	0,32	0,32	2,15
12	06:00/ 18:00	15,35	0,0011	4,29	0,13	0,64	0,64	4,29
8	09:00/ 17:00	6,79	0,0011	6,44	0,19	0,97	0,97	6,44
6	10:00/ 16:00	3,14	0,0011	8,58	0,26	1,29	1,29	8,59

La figura 3.5 mostra il peso che hanno i diversi contributi nel calcolo dell'energia indiretta totale, nel caso di funzionamento dell'elettrolizzatore per sei ore al giorno.

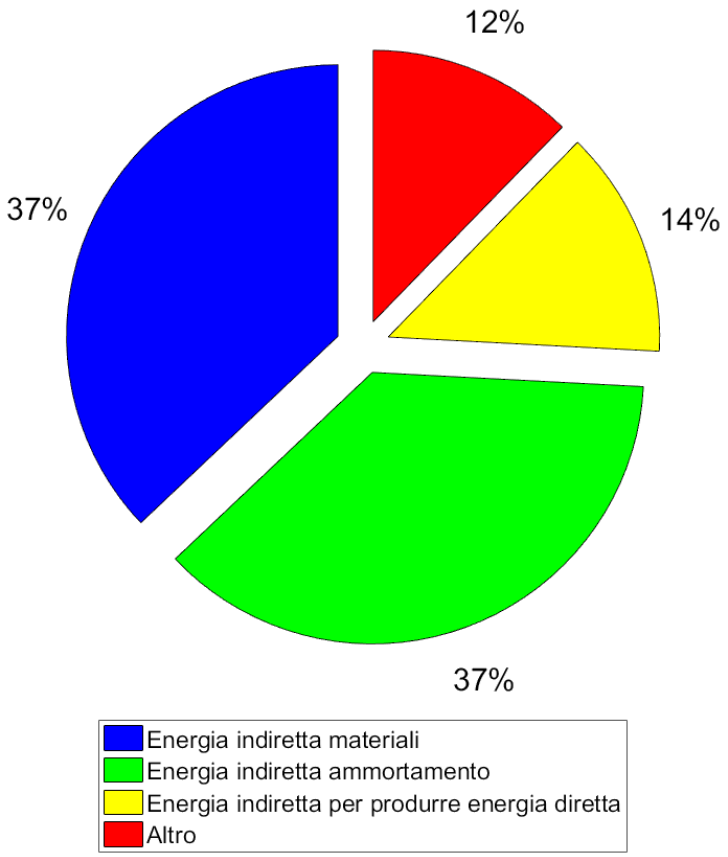

Figura 3.5 Energia indiretta nel caso di 6 ore di funzionamento.

Risulta evidente come l'energia indiretta spesa per i materiali, e di conseguenza l'energia indiretta per l'ammortamento dell'impianto, rappresenti la spesa energetica indiretta più rilevante; questo conferma quanto già detto riguarda la grande quantità di energia che è necessario spendere per la costruzione dei moduli fotovoltaici.

L'energia indiretta per la produzione dell'energia diretta in questo caso rappresenta circa il 13,5% dell'energia indiretta totale spesa, ma ovviamente risulta essere molto più importante nei casi con maggior ore di funzionamento, dove la quota di energia prelevata dalla rete è maggiore. Infine, tutti gli altri termini di energia indiretta sono molto più piccoli e quasi trascurabili.

La tabella 3.13 mostra l'energia indiretta totale spesa per le diverse ore di funzionamento dell'elettrolizzatore.

Tabella 3.13 Energia indiretta totale nelle diverse ore di funzionamento.

Ore funzionamento	Fascia oraria	Energia Indiretta totale
24	00:00/00:00	37,94 MJ/Nm^3H_2
12	06:00/18:00	25,35 $MJ/Nm3H_2$
8	09:00/17:00	21,79 $MJ/Nm3H_2$
6	10:00/16:00	23,14 $MJ/Nm3H_2$

Infine è stato calcolato l'EROI, come rapporto tra l'energia netta prodotta dell'impianto e l'energia indiretta spesa. Per tutte le diverse configurazioni di funzionamento sono stati ottenuti valori dell'EROI minori di uno (Tabella 3.14).

Tabella 3.14 EROI ed energia utile nelle diverse ore di funzionamento.

Ore funzionamento	Fascia oraria	Energia Utile [MJ/Nm^3H_2]	EROI
24	00:00/00:00	-37,90	0,001
12	06:00/18:00	-19,57	0,23
8	09:00/17:00	-13,21	0,39
6	10:00/16:00	-13,37	0,42

Risulta evidente come, la tecnologia in esame non sia energeticamente sostenibile; infatti, nonostante produca un'energia netta di gran lunga positiva, l'energia utile risulta essere negativa in quanto l'energia indiretta spesa durante il ciclo vita dell'impianto è più grande dell'energia che l'impianto stesso produce. Avendo ottenuto quindi un EROI minore di uno non è stato possibile determinare l'EPT dell'elettrolizzatore alimentato ad energia solare.

3.3.2 Apertura valvola dell'idrogeno al 68%

Vengono adesso riportati i risultai ottenuti nel caso in cui l'elettrolizzatori funzioni con un'apertura della valvola dell'idrogeno al 68%. Come nella configurazione precedente, è stata determinata l'energia prodotta e l'energia diretta spesa per diverse fasce orarie di funzionamento (Tabella 3.15). Quindi si è proceduto al calcolo dell'indice di sostenibilità energetica.

Tabella 3.15 Calcolo dell'ESI.

Ore funzionamento	Fascia oraria	Idrogeno prodotto all'anno [Nm^3H_2/ anno]	Energia Prodotta all'anno [MJ/ anno]	Energia Media all'anno da rete [MJ/ anno]	Energia Netta [MJ/ anno]	Energia Netta [MJ/ Nm^3H_2]	ESI [-]
24	00:00/00:00	14313,80	154588,99	149938,99	4650,00	0,32	1,03
12	06:00/18:00	7156,90	77294,50	32366,44	44928,06	6,28	2,39
8	09:00/17:00	4771,27	51529,66	8554,08	42975,59	9,01	6,02
6	10:00/16:00	3578,45	38647,25	2398,49	36248,76	10,13	16,11

Avendo ottenuto valori dell'ESI maggiori dell'unità, si è proceduto con l'analisi di sostenibilità energetica, calcolando le energia indirette coinvolte nel processo e si è determinato l'EROI (Tabella 3.16).

Tabella 3.16 EROI ed energia utile nelle diverse ore di funzionamento.

Ore funzionamento	Fascia oraria	Energia indiretta totale [MJ/Nm^3H_2]	Energia Utile [MJ/Nm^3H_2]	EROI [-]
24	00:00/00:00	37,64	-37,31	0,01
12	06:00/18:00	25,00	-18,72	0,25
8	09:00/17:00	22,23	-13,22	0,41
6	10:00/16:00	24,38	-14,25	0,42

Anche in questo caso, si è giunti alla conclusione che la tecnologia studiata non è energeticamente sostenibile, avendo ottenuto valori dell'EROI minori dell'unità.

3.4 Conclusioni

In entrambi le configurazioni analizzate, e per qualsiasi fascia oraria di funzionamento sono stati trovati valori di EROI minori dell'unità, il che ci porta a concludere che l'impianto analizzato non risulta essere energeticamente sostenibile.

Si è riscontrato una grossa differenza tra l'energia netta prodotta dall'impianto e l'energia indiretta totale spesa durante tutto il suo ciclo vita, come mostrato in figura 3.6. Sono stati ottenuti valore di ESI molto elevati, ad esempio nel caso di funzionamento per solo 6 ore al giorno pari a circa 10,5 a pieno carico e circa pari a 16 con l'apertura della valvola dell'idrogeno al 68%. Ciononostante, a causa dell'elevata energia indiretta, e in particolare a causa dell'elevata energia connessa ai materiali, l'impianto non è in grado di produrre una energia utile positiva.

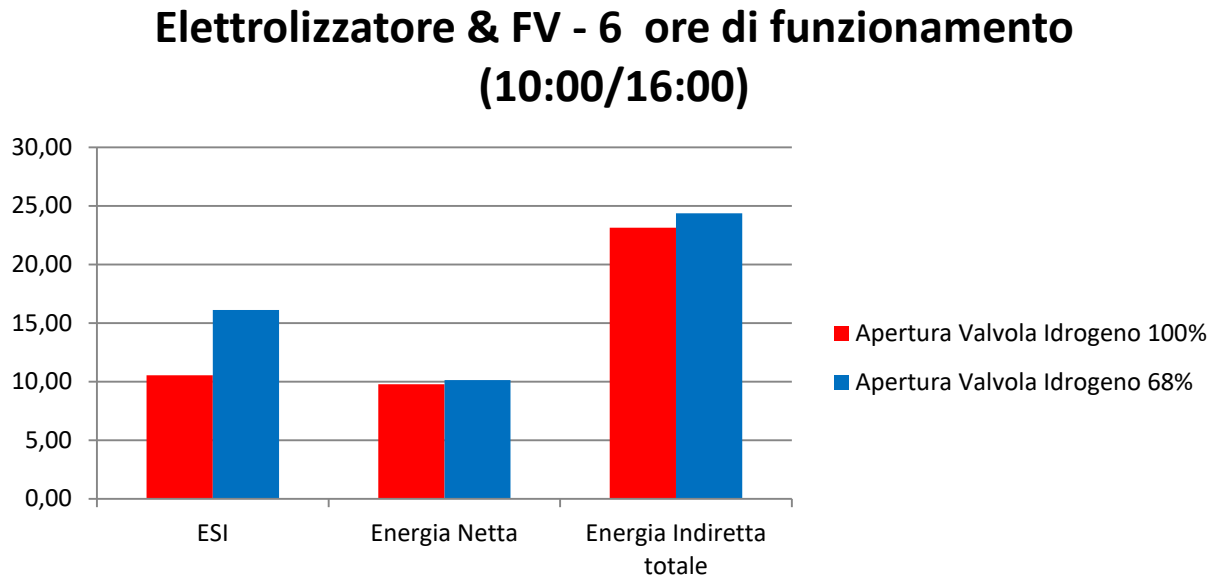

Figura 3.6 Confronto tra ESI, Energia Netta ed Energia indiretta nelle due configurazioni.

Ovviamente, non essendo la tecnologia FV + Elettrolizzatore analizzata, energeticamente sostenibile, non si è proceduto alla determinazione dell'EPT.

I risultati ottenuti ci permettono di fare delle considerazioni di carattere generale sulle tecnologie per la produzione di idrogeno attraverso l'elettrolisi dell'acqua ad energia solare. Risulta evidente che, nel caso dell'impianto studiato, non abbia nessun senso installare quel generatore fotovoltaico al fine di sfruttare l'energia da esso prodotta per alimentare l'elettrolizzatore; infatti, la quantità di energia prodotta in termini di potere calorifico inferiore dell'idrogeno è troppo bassa per compensare tutta l'energia, diretta ed indiretta, spesa per il suo funzionamento.

Tuttavia questo non significa che non si possa produrre idrogeno utilizzando l'energia solare in maniera sostenibile. Negli ultimi anni si stanno diffondendo in maniera sempre più importante i cosiddetti impianti P2G "Power–to–gas", che sono in grado di sfruttare

l'elettricità eccedente prodotta da grandi parchi solari ed eolici per alimentare grandi elettrolizzatori che generano idrogeno tramite l'elettrolisi [20]. In questo modo è possibile produrre idrogeno oppure metano sintetico attraverso il processo di metanazione. Questo processo, detto Sabatier consente la produzione di metano attraverso un processo chimico-fisico che utilizza una miscela di gas contenente idrogeno (che viene prodotto quindi dall'elettrolizzatore alimentato dell'energia prodotta da fonte rinnovabile) ed anidride carbonica proveniente da altri processi.

In questo processo, si ottiene metano sintetico secondo le reazione di: idrogenazione dell'anidride carbonica (Equazione 3.11) e del monossido di carbonio (equazione 3.12).

$$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O \tag{3.11}$$

$$CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O \tag{3.12}$$

Queste due reazioni esotermiche, sono favorite ad alte temperature, tipicamente tra i 300 e i 400 °C, e ad alte pressioni, tra i 40 e i 60 bar. All'interno del reattore Sabatier, per evitare il verificarsi della reazione di "water-gas-shift" per aumentare la resa del processo, viene utilizzato un catalizzatore, quale Nichel su allumina [21].

La sostenibilità energetica di un impianto di questo tipo necessita, ovviamente, di essere attentamente analizzata, ma è possibile fare delle considerazioni preliminari. L'idrogeno viene prodotto sfruttando una quantità di energia rinnovabile che altrimenti andrebbe sprecata; questo significa che, a differenza dell'impianto di laboratorio analizzato, il generatore fotovoltaico non verrebbe costruito per alimentare l'elettrolizzatore. Per questa ragione, nella determinazione dell'energia indiretta connessa ai materiali, quella relativa al fotovoltaico non verrebbe più presa in considerazione. In questo caso, quindi, l'energia elettrica utilizzata rappresenta un "waste" di un altro processo e quindi, seguendo i criteri "allocativi" dell'analisi LCA , non si porta dietro né materia né energia. Inoltre, ipotizzando di non far funzionare l'elettrolizzatore utilizzando energia indiretta dalla rete, anche questo contributo di energia spesa, sia diretta che indiretta, verrebbe meno.

Alla luce di queste considerazioni, è possibile concludere che la produzione di idrogeno attraverso l'elettrolisi ad energia solare potrà rappresentare una possibile soluzione energeticamente sostenibile.

Capitolo 4 Digestione anaerobica

La digestione anaerobica è un processo chimico-biologico attraverso il quale, le sostanze organiche presenti in materiali di origine animali e vegetali (i cosiddetti substrati organici) vengono trasformate in biogas [22].

Il biogas prodotto è costituito principalmente da metano ed anidride carbonica; ovviamente, la percentuale di metano è diversa a seconda del tipo di substrato utilizzato e delle condizioni di processo.

Questo processo è realizzato attraverso l'utilizzo di batteri anaerobi, cioè organismi che non hanno bisogno di ossigeno per il loro metabolismo, attraverso l'innesco di quattro reazioni chimiche: idrolisi; acidogenesi, acetogenesi ed infine la metanogenesi.

Durante la reazione di idrolisi, le molecole organiche complesse che costituiscono il substrato vengono scomposte in molecole a catena più breve. Sostanze quali i carboidrati, i lipidi e le proteine vengono ridotti rispettivamente in monosaccaridi, acidi grassi ed amminoacidi. Questi composti vengono successivamente trasformati in acidi grassi più semplici attraverso il processo di acidogenesi.

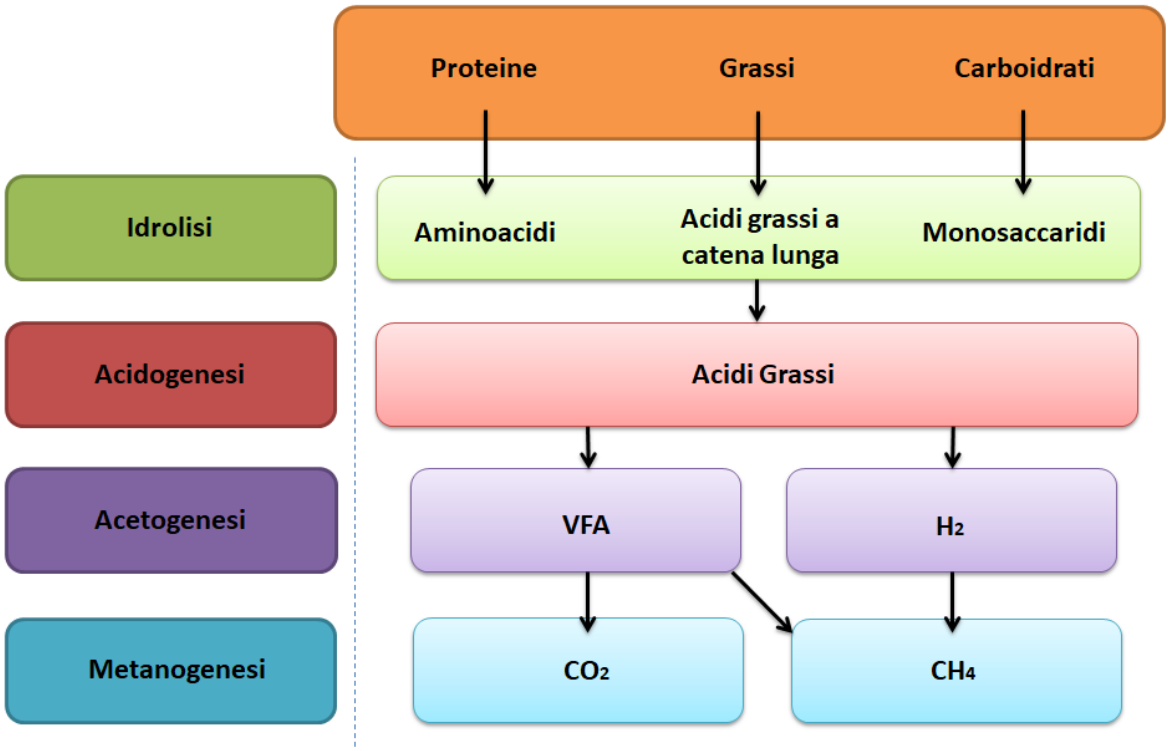

Figura 4.1 Schema di un processo di digestione anaerobica: idrolisi, acidogenesi, acetogenesi e metanogenesi. Tratto da [5] con modifiche.

Durante la terza fase del processo di digestione anaerobica, l'acetogenesi, gli acidi grassi vengono ridotti in acido acetico, anidride carbonica ed idrogeno. Infine, durante la metanogenesi, batteri appartenenti alla famiglia degli *Archaea*, producono metano; essi

utilizzano gli elettroni provenienti dall'ossidazione dell'idrogeno per ridurre il carbonio presente nell'anidride carbonica formatasi nella fase precedente.

L'equazione 4.1 mostra la reazione appena descritta.

$$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O \tag{4.1}$$

Alla fine di questo processo, si avrà la formazione di biogas, di cui il metano è il principale costituente. Questo potrà essere utilizzato come combustibile in impianti cogenerativi CHP "Combined Heat and Power", per la produzione di energia elettrica e termica. Un'altra possibilità è quella di sottoporre il biogas ad una serie di trattamenti di purificazione, upgrading e compressione per la produzione di bio-metano, da utilizzare come combustibile per l'autotrazione oppure per la sua immissione in rete.

Relativamente a queste ultime due alternative di utilizzo del biogas prodotto attraverso il processo di digestione anaerobica, il bio-metano necessita ulteriore pre-trattamenti di purificazione e l'aggiunta di alcuni composti chimici obbligatori per legge. In particolare, essendo il metano incolore, inodore ed insapore, è obbligatorio per legge l'aggiunta del tetraidrotiofene, un composto solforato che conferisce al metano un odore intenso facilmente percepibile in caso di perdite.

A seconda della temperatura all'interno del bio-reattore, la digestione anaerobica può avvenire in condizioni:

- Mesofile, a circa 35-37 °C;
- Termofile, con temperature maggiori di 55°C;
- Psicrofile, a circa 20 °C.

La temperatura in cui avviene il processo generalmente condiziona anche il tempo di permanenza del substrato all'interno del reattore; in altre parole influisce sulla durata dell'intero processo. La tabella 4.1 mostra i tempi di permanenza nel digestore della sostanza organica in funzione della temperatura.

Tabella 4.1 Tempo di permanenza per le diverse temperature di processo [23].

Temperatura di processo	Tempo di permanenza [giorni]
Condizioni di psicrofilia T < 20 °C	60 -120
Condizioni di mesofilia T = 35 °C	25 - 50
Condizioni di termofilia T= 50 - 55 °C	14 - 16

Generalmente, nel caso in cui la digestione anaerobica avviene in condizioni mesofile, il tempo di residenza (HRT, "Hydraulic Residential Time") può variare tra i 25 e i 50 giorni, nel caso di condizioni termofile tra 14 e 16 giorni ed infine, nel caso meno comune di digestione anaerobica a freddo, il tempo di ritenzione risulta essere molto più lungo e compreso tra i 60 e i 120 giorni.

Nel processo di digestione anaerobica è possibile utilizzare diverse tipologie di biomasse, come ad esempio la frazione organica dei rifiuti, colture dedicate, reflui zootecnici, fanghi di depurazione.
Questi substrati possono essere utilizzati sia in processi di digestione anaerobica mono-matrice, sia in processi di co-digestione, in cui diverse tipologie di biomassa vengono miscelati ed utilizzati contemporaneamente [23].

La figura 4.2 mostra un esempio di co-digestione di biomasse di origine non agricola. Scarti di macellazione, sottoprodotti alimentari, fanghi e la frazione organica dei rifiuti urbani (FORSU) vengono miscelati ed immessi nel digestore anaerobico. I prodotti di questo processo saranno il biogas, che potrà essere utilizzato per produrre calore ed energia elettrica, e il digestato che dopo essere stato separato in frazione solida e liquida, potrà essere utilizzato per la produzione di compost. E' interessante notare che parte dell'energia termica ed elettrica prodotta viene utilizzata all'interno dell'impianto stesso di digestione anaerobica.

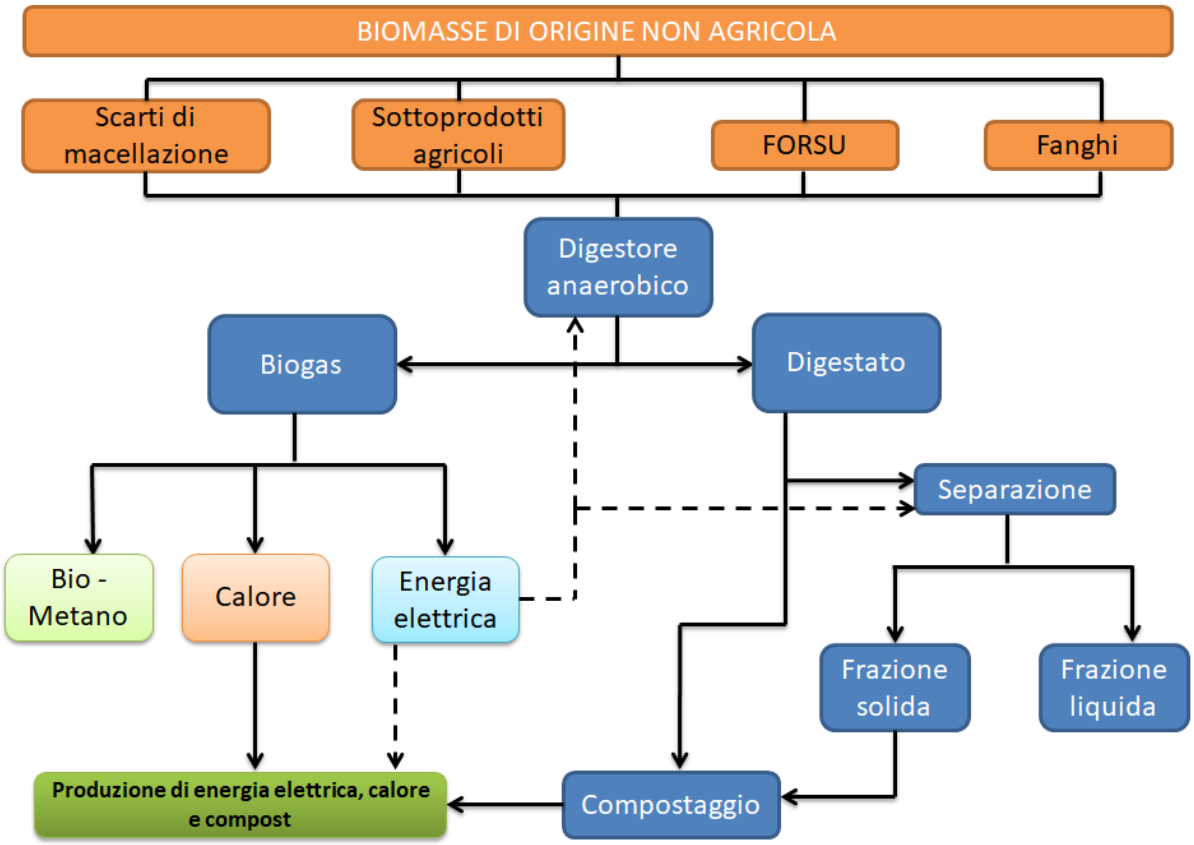

Figura 4.2 Co-digestione anaerobica di biomasse di origine non agricola. Tratto da [23] con modifiche.

E' possibile sfruttare il processo di digestione anaerobica per la produzione di idrogeno, utilizzando alcuni ceppi batterici in grado di produrlo. Il problema però è rappresentato dal fatto che l'idrogeno prodotto viene quasi immediatamente fagocitato dai batteri metanogeni che producono biogas. Si ha in questo modo la realizzazione del classico processo di digestione anaerobica descritto in precedenza. E' necessario quindi apportare alcuni

cambiamenti nelle condizioni in cui viene fatta avvenire la fermentazione del substrato, al fine di produrre idrogeno, impedendo che si verifichi la fase di metanogenesi.

I principali batteri in grado di produrre idrogeno, sono quelli che appartengono al cosiddetto genere *Clostridum*, organismi Gram-positivi e a forma di bastoncello. A differenza di altri tipi di batteri questi, durante il processo di digestione anaerobica, sono in grado di produrre bio-H_2 anziché bio-CH_4 grazie alla loro peculiarità di essere capaci di sviluppare spore terminali protettive.

Grazie alla presenza delle spore, anche in condizioni ambientali estremamente restrittive, questi batteri, detti HPB "Hydrogen Producing Bacteria", riescono a resistere e continuano a produrre idrogeno, a differenza dei HCB "Hydrogen Consuming Bacteria", che non hanno questa capacità di sopravvivenza [5].

E' importante sottolineare che l'attività dei HPB risulta essere fortemente influenzata dalle condizioni ambientali in cui il processo di digestione anaerobica viene fatto avvenire. Infatti, al variare di queste condizioni è possibile che si verifichi l'acidogenesi, con conseguente alta produzione di idrogeno, o la solventogenesi, con bassa produzione di idrogeno.

I parametri più importanti che influenzano il comportamento di questi batteri sono: la temperatura, il pH, la pressione parziale dell'idrogeno, la miscelazione del brodo e ovviamente il tipo di substrato utilizzato.

La temperatura è uno dei fattori più importanti che determinano l'attività dei batteri produttori di idrogeno. Infatti, variando la temperatura varia la concentrazione degli acidi grassi volatili e quindi cambia il comportamento metabolico dei microorganismi. Innumerevoli studi presenti in letteratura riportano che, lavorando in condizioni mesofili o termofile, la produzione di idrogeno aumenta.

Ovviamente, bisogna tenere in considerazione l'aumento della spesa energetica necessaria per mantenere all'interno del reattore elevate temperature di lavoro, che avrà un peso significativo nel bilancio energetico complessivo dell'impianto.

La variazione del pH influenza fortemente la resa del processo, che risulta essere massima per un valore di pH pari a 5.5. Inoltre, diversi studi confermano che l'attività dei *Clostridium* risulta avvantaggiata in condizioni di bassa pressione parziale dell'H_2. Infine, anche il modo in cui viene effettuata la miscelazione del brodo all'interno del reattore modifica la produzione finale di idrogeno [24].

Negli ultimi anni diversi ricercatori hanno focalizzato i loro studi sulla possibilità di modificare il processo di digestione anaerobica tradizionale e di introdurre il concetto di digestione anaerobica bi-stadio, TSAD "Two-Stage Anaerobic Digestion".

In questa nuova configurazione vengono utilizzati due bioreattori in modo da separare la produzione di idrogeno da quella del metano; l'idrogeno viene quindi prodotto grazie al fatto

che nel reattore ad esso dedicato, vengono create delle condizioni sfavorevoli alla vita dei batteri metanogeni.

La digestione anaerobica bi-stadio viene quindi realizzata arricchendo i due digestori con specifici microorganismi: HPB nel primo rattore, dedicato alla produzione di idrogeno, e HCB nel secondo [25].

Il tempo di permanenza del substrato nel primo reattore è molto più basso rispetto al tempo di residenza del secondo; in generale, comunque, l'HRT del secondo stage del processo risulta essere più basso rispetto a quello del processo di digestione anaerobica tradizionale monostadio [5].

Negli impianti di digestione anaerobica bi-stadio possono essere utilizzati gli stessi substrati impiegati nel processo di produzione del biogas. Ovviamente, il digestato prodotto dalla fermentazione per la produzione di idrogeno, successivamente può essere utilizzato nel processo di produzione del biogas [26]. Diversi studi hanno mostrato che il suo utilizzo nel secondo step del processo, aumenta la resa in termini di produzione di metano; sostanzialmente il processo fermentativo che subisce il substrato nel primo reattore, agisce come una sorta di pretrattamento che porta considerevoli miglioramenti nella resa del processo fermentativo nel secondo reattore.

Questo processo bi-stadio presenta quindi numerosi vantaggi, tra cui spicca la possibilità di fare avvenire il processo di fermentazione in due fasi, ottenendo due flussi gassosi, idrogeno e metano.

La digestione anaerobica bi-stadio permette quindi la produzione di una quantità di energia contenuta nell'idrogeno e nel metano, che risulta essere maggiore dell'energia prodotta nel processo monostadio, di circa il 20% [27].

In questo capitolo verrà studiata la sostenibilità energetica di due diverse tipologie di impianti che utilizzano il processo di digestione anaerobica. Nel primo, verranno analizzate le prestazioni di un impianto semplice di AD per la produzione di solo idrogeno. Successivamente, l'analisi verrà effettuata anche relativamente ad un impianto bi-stadio, in cui viene prodotto sia idrogeno sia bio-metano.

4.1 Produzione idrogeno

Ci si appresta adesso a studiare un processo di digestione anaerobica monostadio per la produzione di idrogeno. Come già detto nel paragrafo precedente, uno dei problemi principali da risolvere per riuscire a produrre idrogeno con questo processo, risiede nel fatto che i batteri metanogeni tendono a trasformare l'idrogeno prodotto nella fase di acetogenesi in metano. Per evitare che questo accade, è necessario mantenere all'interno del reattore delle condizioni avverse agli HCB, al fine di fermare questo processo. Gli HPB, invece, grazie alla presenza delle spore, sono in grado di continuare a vivere anche in queste condizioni.

Il processo di digestione anaerobica avverrà dunque in un unico digestore e la figura 4.3 mostra uno schema semplificato dell'impianto considerato.

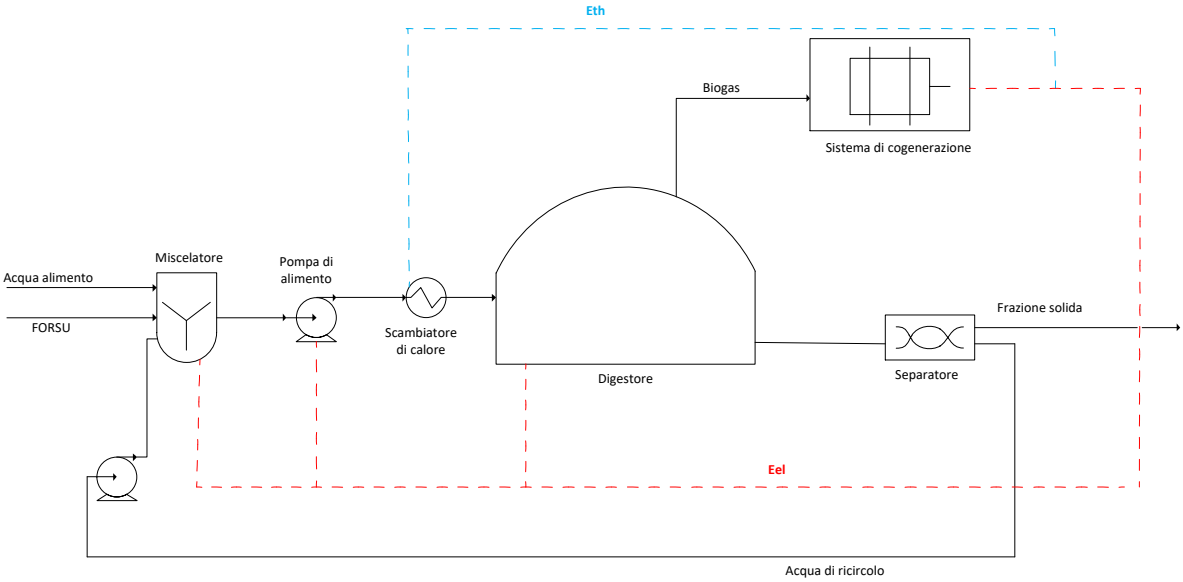

Figura 4.3 Impianto di digestione anaerobica monostadio.

Si è deciso di ipotizzare che l'impianto utilizzi come biomassa da fermentare la parte organica dei rifiuti urbani (FORSU). La tabella 4.2 mostra le principali proprietà della FORSU considerata: il contenuto di umidità, la percentuale di soliti totali e di solidi volatili e infine il potere calorifico inferiore.

Tabella 4.2 Caratteristiche FORSU utilizzata nell'impianto di digestione anaerobica.

FORSU	
Umidità	65,00% T.Q.
S.S.	35,00% T.Q.
S.V.	86,00% S.S.
LHV	17,00 $MJ/Kg_{S.S.}$

La FORSU rappresenta la frazione dei rifiuti costituita da materiale organico di origine vegetale e/o animale. Negli impianti di produzione di CDR "Combustibile derivato da rifiuti" e FORSU, l'immondizia è trattata e separata a seconda del tipo di materiali di cui è costituita e subisce un processo di triturazione che permette di separarla nelle due diverse frazioni.

Il combustibile derivato dai rifiuti, CDR, è costituito principalmente dalla frazione dei rifiuti contenente carta, cartone e plastica e viene utilizzato come combustibile in impianti di produzione di energia elettrica e termica. Il CDR può essere combusto sia all'interno di impianti a esso dedicati, sia in impianti industriali esistenti in aggiunta ai combustibili solidi tradizionali.

Il processo di separazione dei rifiuti avviene secondo le percentuali medie riportate in tabella 4.3.

Tabella 4.3. Percentuali dei flussi uscenti dall'impianto di produzione della FORSU [28].

FORSU	CDR	Materiale di scarto	Materiale ferroso
55%	30%	10%	5%

Si è supposto di considerare i rifiuti prodotti da 100.000 abitanti di una città, avendo ipotizzato che ogni individuo produce mediamente 1,5 Kg di rifiuti al giorno e che il tasso di raccolta differenziata sia del 52%, percentuale media di differenziata raggiunta in Italia nel 2016 [29]. La quantità di rifiuti che verrà poi trattata nell'impianto d produzione di CDR e FORSU è quindi di 3,12 tonnellate all'ora (Figura 4.4).

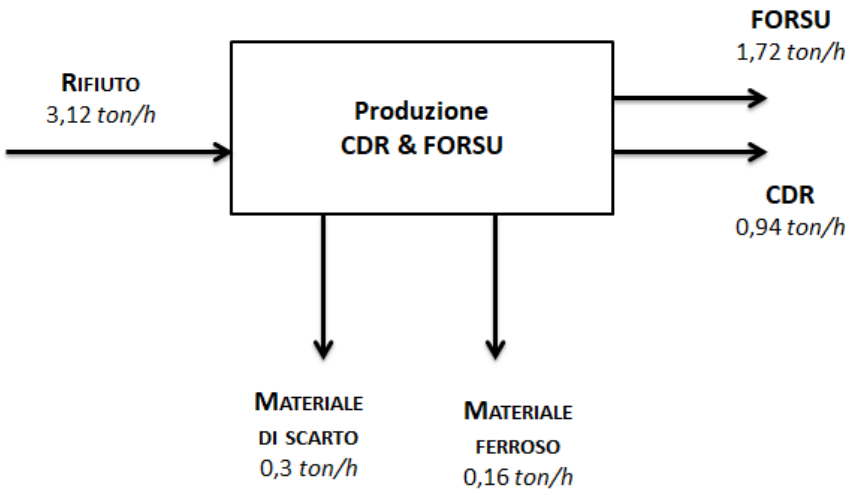

Figura 4.4 Schema impianto produzione FORSU e CDR.

Delle 3,12 ton/h di rifiuti entranti nell'impianto, il 55% sarà convertito in FORSU, il 30% in CDR, il 10% in materiale di scarto da mandare in discarica ed infine dal restante 5% si otterrà materiale ferroso, che viene riciclato.

Ovviamente la FORSU, prima di essere immessa nel digestore, necessita di essere diluita con una certa quantità di acqua, al fine di ridurre la concentrazione dei solidi totali al valore desiderato, intorno a 150 g al litro.

E' stata quindi determinata, mediante un bilancio di massa, la quantità di acqua che deve essere aggiunta alla biomassa, che è risultata pari a 2,3 tonnellate all'ora.

Per questa ragione, è presente nell'impianto un'unità di pretrattamento della biomassa, in cui la FORSU prima di essere inviata nel digestore viene diluita con acqua proveniente in parte dal ricircolo e in parte dal reintegro. Ovviamente, in questo step viene spesa una certa quantità di energia per la miscelazione, che dovrà essere tenuta in considerazione nella determinazione delle spese energetiche dell'impianto.

Per effettuare il dimensionamento del miscelatore, si è assunto un tempo di permanenza della miscela pari a 2 ore, che rappresenta un intervallo temporale sufficiente a garantire una adeguata omogeneità della portata uscente. Moltiplicando la somma delle portate di FOSRU, acqua di ricircolo e acqua di reintegro per il tempo di permanenza della miscela, si ottiene il volume del miscelatore, che risulta essere pari a 9 m^3. Per garantire un certo margine di sicurezza, si è aggiunto un 10% al volume ottenuto (Equazione 4.2).

$$V = Portata_{alimentazione} * HRT * \rho_{portata} * 1{,}1 \tag{4.2}$$

La portata di alimentazione è pari a 4,01 tonnellate all'ora, l'HRT è di 2 ore mentre la densità della miscela, essendo costituita principalmente di acqua, è stata assunta uguale a 1 Kg/L.

Si è ipotizzato infine che il miscelatore sia di forma cilindrica, con un'altezza pari a 10 volte il diametro; si è ottenuto un diametro di 1,05 m e un'altezza di 10,50 m.

Per quanto riguarda infine il materiale di costruzione, si è considerato che il miscelatore sia fatto di acciaio, con uno spessore delle pareti di 5 mm; è stato quindi possibile determinare la quantità di materiale utilizzato per costruirlo, che risulta essere pari a 1427 chilogrammi.

La portata in uscita dal miscelatore viene quindi mandata al digestore, dove avviene il processo di digestione anaerobica.

Il dimensionamento del bio-reattore è stato effettuato considerando la portata di substrato precedentemente calcolata e il tempo di permanenza necessario per far avvenire la fermentazione, assunto pari a 48 ore. Anche in questo caso si è aggiunto un 10% al volume del digestore per motivi di sicurezza. Moltiplicando la portata di alimentazione pari a 4,01 ton/h per il tempo di permanenza si ottiene il volume del bio-reattore , pari a 212 m^3.

Per calcolare la dimensione del digestore, si è ipotizzato che il suo diametro sia 3 volte l'altezza, seconda la tradizionale forma dei digestori mostrata in figura 4.5. In questo modo, dato il rapporto tra il diametro e l'altezza fissato e dato il volume del digestore , si è ottenuto un diametro di 9,30 m e un'altezza di 3,10 m.

Questo tipo di digestore è solitamente costruito utilizzando cemento armato per le pareti laterali, che sono poi ricoperte da uno strato di materiale isolante per minimizzare le perdite di calore verso l'esterno. Si è quindi ipotizzato che lo spessore dello strato di cemento sia di 30 cm e che lo spessore del materiale isolante sia di 8 cm. Come materiale isolante è stato scelto polistirene espanso. La tabella 4.4, riporta i materiali di costruzione del digestore.

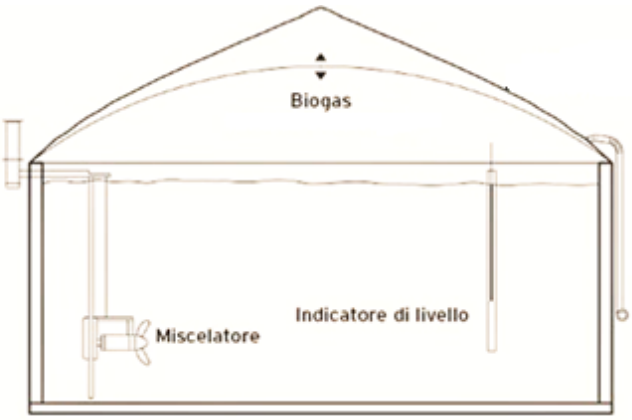

Figura 4.5 Schema della struttuta di un digestore.

La copertura del bioreattore è costituita da una cupola gasometrica a pressione costante, utilizzata per recuperare il gas prodotto. Le membrane di questa cupola sono fatta da teli di PVC "polivinilcloruro", di 2 mm di spessore. Ipotizzando che il gas rimanga nella cupola per 6 ore, ed essendo la quantità di gas prodotto molto bassa, si è ottenuto una quantità di PVC necessaria per la sua costruzione molto piccola, che si è deciso di trascurare in questo caso.

Tabella 4.4 Materiali utilizzati per la costruzione dei digestore.

Materiali digestore	
Cemento armato	109856 *Kg*
Polistirene espanso	13247 *Kg*

La tabella 4.5 riporta i tempi di residenza della biomassa nel miscelatore e nel bio-reattore ed i relativi volumi appena calcolati.

Tabella 4.5 Dimensionamento digestore.

	Miscelatore	Bio-Reattore
Portata entrante	4,01 *tonn/h*	4,01 *tonn/h*
Tempo di residenza	2 *ore*	48 *ore*
Volume	9 m^3	212 m^3

Si è ipotizzato di lavorare in condizione mesofile, quindi la temperatura all'interno del reattore è di 35 °C. La temperatura esterna è stata invece considerata essere mediamente pari a 13 °C; questa assunzione risulta essere molto importante, in quanto la differenza di temperatura tra le condizioni all'interno del reattore e le condizioni ambientali esterne, influisce fortemente la quantità di energia necessaria per riscaldare il substrato e successivamente mantenerlo alla temperatura di lavoro desiderata.

Il digestato in uscita del bio-reattore viene successivamente mandato nel separatore, dove avviene la separazione delle frazione liquida dalla frazione organica. L'acqua recuperata durante questo processo viene ricircolata e riutilizzata nel miscelatore, mentre la frazione solida viene solitamente mandata ad un impianto di compostaggio.

4.1.1 Analisi di sostenibilità energetica

L'analisi di sostenibilità energetica è stata effettuata calcolando innanzitutto l'indice di sostenibilità energetica "ESI". Ovviamente è indispensabile determinare l'energia prodotta dalla tecnologia, calcolata in base alla quantità di idrogeno prodotto e al suo potere calorifico inferiore.

L'efficienza di produzione dell'idrogeno attraverso il processo di digestione anaerobica può essere valutata attraverso l'equazione 4.3.

$$\eta = \frac{Energia\ contenuta\ nell'idrogeno\ prodotto}{Energia\ contenuta\ nel\ substrato} \tag{4.3}$$

Dal punto di vista teorico, il substrato dal quale sarebbe possibile ricavare la massima quantità di energia sotto forma di idrogeno è il glucosio. Se si considera la completa conversione del glucosio, da una sua mole è possibile ottenerne 12 di idrogeno (Equazione 4.4).

$$C_6H_{12}O_6 + 6H_2O \rightarrow 12H_2 + 6CO_2 \tag{4.4}$$

Sfortunatamente i microorganismi non sono in grado di eseguire questa conversione diretta del glucosio in idrogeno, per cui il reale potenziale di conversione risulta essere decisamente inferiore a questo valore teorico.

La situazione migliore è quindi rappresentata dal caso in cui sia ha la formazione di acetato e la produzione di 4 moli di idrogeno (Equazione 4.5). Assumendo che il potere calorifico del glucosio sia pari a 2.882 *kJ/mol* e che quello dell'idrogeno sia 239,2 *kJ/mol*, l'efficienza di conversione risulta essere pari al 33%.

$$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 4H_2 + 2CO_2 + 2CH_3COOH \tag{4.5}$$

Tuttavia, poiché i composti intermedi agiscono come accettore di elettroni, il rendimento di produzione dell'idrogeno tende a diminuire. Nel caso in cui si verifica la formazione del butirrato, si ha la produzione di soltanto 2 moli di idrogeno per ogni mole di glucosio (Equazione 4.6). In questo caso, l'efficienza risulta essere del 17%.

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2H_2 + 2CO_2 + CH_3CH_2CH_2COOH \tag{4.6}$$

Questi valori rappresentano la massima energia ottenibile dal glucosio in termini di idrogeno. Il glucosio però, nonostante sia il substrato più facilmente biodegradabile, non è adatto per essere utilizzato come materia prima per il processo di digestione anaerobica. Infatti, per queste applicazioni si utilizzano altri tipi di substrato, quali ad esempio i rifiuti organici. Come già anticipato, in questo studio si è ipotizzato di utilizzare come biomassa la frazione organica dei rifiuti urbani, comunemente detta FORSU.

Alla luce di queste considerazioni, essendo il substrato utilizzato diverso dal glucosio, si è quindi ipotizzato che l'impianto studiato abbia un rendimento più basso rispetto al massimo teorico ottenibile. Dopo un attento studio di diversi articoli scientifici presenti in letteratura, si è deciso di ipotizzare un rendimento dell'impianto pari al 5%.

L'energia così prodotta è stata calcolata utilizzando l'equazione 4.7.

$$E_{prodotta} = \frac{G_{alim} * C_{TSS} * LHV_{substrato} * \eta}{Portata_{FORSU}} \tag{4.7}$$

dove:

- $LHV_{substrato}$ è il potere calorifico della FORSU, assunto pari a 17 MJ/Kg_{SS};
- C_{TSS} è la concentrazione del brodo all'interno del bioreattore, assunta pari a 150 g_{SS}/L;
- G_{alim} è la portata di FORSU ed acqua entrante all'interno del digestore.
- η è il rendimento dell'impianto.

Per il calcolo dell'ESI, equazione 4.8, è richiesta anche la determinazione della quantità di energia già spesa per la produzione della FORSU e della quantità di energia non spesa, cioè risparmiata, per la dismissione dei rifiuti utilizzati nel processo di digestione anaerobica in discarica.

$$ESI = \frac{Energia\ Prodotta - Energia\ già\ spesa + Energia\ \ evitata}{Energia\ diretta} \tag{4.8}$$

In particolare, per quanto riguarda l'energia già spesa si è considerato che il processo di produzione della FORSU, in un impianto di trattamento dei rifiuti solidi urbani, abbia un efficienza dell'65% e richieda un dispendio energetico di 100 kWh per ogni tonnellata di rifiuto trattato. La quantità di energia già spesa è stata determinata quindi utilizzando l'equazione 4.9.

$$E_{già\ spesa} = \frac{100\,\frac{kWh}{ton} * 3.6\frac{MJ}{kWh}}{0.65} \tag{4.9}$$

L'energia evitata è stata invece calcolata utilizzando l'equazione 4.10, dove GER_{disp} rappresenta l'energia spesa per la sistemazione di un chilogrammo di rifiuto in discarica. Questo valore è stato ricavato utilizzando il software Simapro ed è pari a 0.42 MJ/Kg.

$$E_{evitata} = Portata_{FORSU} * GER_{disposal\ waste} \tag{4.10}$$

La tabella 4.6 riporta l'energia prodotta nel processo, l'energia già spesa e l'Avoided Energy.

Tabella 4.6 Energia prodotta, già spesa e risparmiata.

Energia Prodotta	297,50 MJ/t_{FORSU}
Energia già spesa	654,55 MJ/t_{FORSU}
Energia risparmiata	420,00 MJ/t_{FORSU}

L'energia diretta spesa per il funzionamento dell'impianto è somma di più contributi, quali l'energia necessaria per il riscaldamento del reattore, l'energia per la miscelazione del substrato e l'energia spesa dalla pompa di alimentazione.

Durante il funzionamento dell'impianto, viene spesa una certa quantità di energia elettrica per la miscelazione della FORSU con l'acqua all'interno del miscelatore e per mescolare il substrato all'interno del reattore. L'energia spesa viene calcolata utilizzando l'equazione 4.11.

$$E_{miscelazione} = \frac{P[\frac{kW}{m^3}]\cdot V[m^3]\cdot\tau[-]\cdot 3{,}6[\frac{MJ}{kWh}]}{Portata_{FORSU}[\frac{t_{FORSU}}{h}]} \quad (4.11)$$

dove:

- P è la potenza per unità di volume del reattore [kW/m^3] necessaria per ottenere livello di miscelazione adeguato al corretto funzionamento dell'impianto;
- V è il volume del reattore considerato [m^3];
- τ rappresenta il tempo di funzionamento dell'impianto di miscelazione.

La tabella 4.7 mostra la potenza richiesta per la miscelazione nel miscelatore e nel bioreattore e i rispettivi tempi di funzionamento. La potenza spesa per la miscelazione risulta essere pari a 46,20 MJ/t_{FORSU}.

Tabella 4.7 Caratteristiche dell'impianto di miscelazione.

	Miscelatore	Digestore
Potenza richiesta	0,2 *kW/m^3*	0,1 *kW/m^3*
τ	24h/24h	24h/24h

Un'altra quota di energia elettrica è spesa per il funzionamento della pompa di alimentazione del substrato all'interno del digestore. E' stata considerata una pompa di 12 kW in grado di smaltire una portata di 60 m^3 all'ora. L'energia diretta spesa da questo componente è stata calcolata utilizzando l'equazione 4.12, ed è risultata essere pari a 1,7 MJ/t_{FORSU}.

$$E_{pump} = \frac{P*\frac{G_{alim}}{60}*3{,}6}{Portata_{FORSU}} \quad (4.12)$$

L'energia termica spesa nell'impianto coincide con l'energia necessaria spesa per portare e mantenere la temperatura all'interno del bioreattore al valore desiderato, pari a 35 °C, essendo stato scelto di far avvenire il processo di digestione anaerobica in condizioni mesofile. Questo valore viene calcolato attraverso l'equazione 4.13.

$$E_{heat} = \frac{G_{alim}\cdot c_{p_alim}\cdot(T_w - T_a)}{\eta\cdot Portata_{FORSU}} \quad (4.13)$$

dove:

- G_{alim} è la portata di FORSU ed acqua entranti nel reattore, espressa in Kg/h;
- C_{p_alim} è stato considerato pari al calore specifico dell'acqua, pari cioè a 4,186 kJ/Kg°C;
- Tw è la temperatura di set point impostata all'interno del digestore pari a 35 °C;
- Ta è la temperatura di ingresso della FORSU all'interno del reattore, che è stata considerata pari a 13°C, cioè pari alla temperatura media nazionale;
- η è il rendimento del sistema combustore/scambiatore di calore utilizzato per il riscaldamento del substrato; questo è stato assunto pari al 52%.

La tabella 4.8 riassume i valori di energia diretta spesi per il funzionamento dell'impianto. Risulta evidente come il contributo maggiore sia quello per il riscaldamento del substrato

all'interno del reattore, mentre l'energia spesa dalla pompa di alimentazione risulta essere trascurabile rispetto gli altri due.

Tabella 4.8 Energia diretta spesa.

Energia diretta spesa totale	**458 *MJ/tonnellata FORSU***
Energia miscelazione	46,20 *MJ/tonnellata FORSU*
Energia pompa alimentazione	1,7 *MJ/tonnellata FORSU*
Energia riscaldamento reattore	410,1 *MJ/tonnellata FORSU*

Una volta calcolati tutti i contributi di energia diretta spesa, è possibile determinare l'indice di sostenibilità energetica dell'impianto, tenendo in considerazione anche l'energia già spesa e l'energia risparmiata durante il processo.

Il valore ottenuto, pari a 0,14, risulta però essere fortemente minore di uno. Questo indica che la tecnologia non è energeticamente sostenibile, in quanto l'energia prodotta, al netto dell'energia già spesa e dell'energia risparmiata, è minore dell'energia necessaria per il funzionamento dell'impianto.

ESI [-]	0.14	Processo energeticamente non sostenibile

Si può quindi concludere che la produzione di solo idrogeno attraverso la digestione anaerobica della FORSU non rappresenta un processo sostenibile, a causa della bassa efficienza raggiunta. Non è quindi necessario procedere con i successivi steps dell'analisi, in quanto l'energia netta prodotta dell'impianto risulta essere negativa.

4.2 Digestione anaerobica bi-stadio

Il concetto di digestione anaerobica bi-stadio è stato introdotto negli ultimi anni con lo scopo di migliorare il processo di digestione e renderlo più efficiente. La peculiarità di questo nuovo approccio consiste nella separazione delle reazioni di acetogenesi e metanogenesi, che vengono realizzate in due bioreattori distinti. Il primo reattore viene arricchito con microorganismi produttori di idrogeno, soprattutto *Clostridium*, mentre nel secondo si ha la produzione di metano, grazie alla presenza di batteri metanogeni [5].

Diversi ricercatori hanno concentrato la loro attenzione sullo studio di questa tecnologia che, grazie alla capacità di produrre bio-idrogeno e bio-metano, sta assumendo un ruolo sempre più importante all'interno sella comunità scientifica.

Il processo di digestione anaerobica bi-stadio, TSAD "Two steps anaerobic digestion", è caratterizzato da una maggiore efficienza, da una migliore stabilità e da un tempo di retenzione idraulica minore rispetto alla digestione anaerobica monostadio.

Generalmente, l'HRT nel primo stadio è molto basso (varia tra i 2 ed i 5 giorni), mentre nel secondo reattore il processo fermentativo dura maggiormente. Il tempo di ritenzione del secondo stadio risulta essere sempre minore dell'HRT nel caso della digestione anaerobica monostadio [5].

Ovviamente, il tempo di permanenza del substrato all'interno dei due digestori dell'impianto dipende fortemente da diversi parametri del processo, quale ad esempio il tipo di biomassa utilizzata. La tabella 4.9, estratta da [5], riporta il tempo di permanenza di diverse tipologie di substrato nel secondo reattore di un impianto di digestione anaerobica.

Tabella 4.9. Tempo di permanenza nel reattore metanigeno TSAD per diverse biomasse [5].

Biomassa	HRT [giorni]	Referenza
Scarti alimentari	5	Chu et al.
Scarti alimentari	8	Lee e Chung
Spazzatura	25	Kataoka et al.
Rifiuti organici	12	Luo et al.
Scarti alimentari	27	Kim et al.

Questi tempi di permanenza risultano essere molto diversi tra loro; in particolare si nota una grossa difformità tra i risultati ottenuti da Lee e Chung e Kim et al., che avendo studiato entrambi il processo di digestione anaerobica utilizzando come biomassa gli scarti alimentari, hanno ottenuti tempi di permanenza rispettivamente di 8 e 27 giorni.

E' interessante notare che, considerando un HRT di 15 giorni pari alla media dei valori riportati nella tabella precedente, il volume del secondo reattore del processo TSAD, può essere addirittura tre volte più piccolo rispetto al caso monostadio [5]. Questo ovviamente è un dato molto importante dal punto di vista progettuale ed economico, in quanto la costruzione di un bioreattore di dimensioni ridotte comporta un minore utilizzo di materiali, un costo di gestione dell'impianto minore e quindi un minor costo di investimento.

La migliore efficienza del processo di digestione anaerobica bi-stadio è dovuta principalmente al fatto che una maggiore percentuale di acidi grassi volatili, i cosiddetti VFA "*Volatile Fatty Acids*", viene convertita in metano nel secondo stadio del processo; il processo fermentativo attraverso il quale si ha la produzione di idrogeno nel primo digestore, agisce come una sorta di pretrattamento per il substrato che successivamente, quando viene utilizzato nel secondo stadio, permette una migliore efficienza in termini di produzione di CH_4.

Complessivamente, l'energia prodotta mediante la digestione anaerobica bi-stadio (H_2 + CH_4) risulta essere mediamente maggiore di circa il 20-30% rispetto al caso monostadio [5].

La caratteristica principale del processo di digestione anaerobica bi-stadio, cioè la possibilità di produrre idrogeno e metano, negli ultimi anni ha riscontrato un notevole interesse anche in campo automobilistico. Si è infatti sviluppata l'idea di utilizzare un miscela di H_2 e CH_4, chiamata idrometano, "hythane", come combustibile per autoveicoli.

L'idrometano è una miscela gassosa formata da idrogeno (fino ad un massimo del 30%) e da metano [30]; rispetto al solo CH_4, questa miscela è caratterizzata da una più rapida ignizione, in quanto l'idrogeno provoca una maggiore accelerazione del fronte di fiamma, garantendo una combustione più completa e una più alta efficienza termica [31].

Esistono già diversi sperimentazioni attive nel nostro paese di vetture che utilizzano l'idrometano come combustibile. Un esempio è rappresentato dal Mhybus, un autobus utilizzato per il trasporto urbano a Ravenna alimentato con un miscela di metano con il 2% di idrogeno. Lo studio della sperimentazione su strada effettuata nel 2014 dalle società partecipanti al progetto, quali ASTER, ENEA e Start Romagna, ha evidenziato che l'utilizzo di questo carburante ha permesso di ridurre del 15% le emissioni di CO_2 [32].

4.2.1 Descrizione dell'impianto

Lo schema dell'impianto di digestione anaerobica bi-stadio sul quale è stata effettuata l'analisi di sostenibilità energetica è riportata in figura 4.6.

La principale differenza rispetto al caso monostadio è ovviamente la presenza di due digestori anaerobici, all'interno dei quali avviene rispettivamente la produzione di idrogeno e metano. Rispetto al caso analizzato precedentemente, si è deciso di includere nell'analisi anche il processo di trattamento dei fanghi per la produzione di compost.

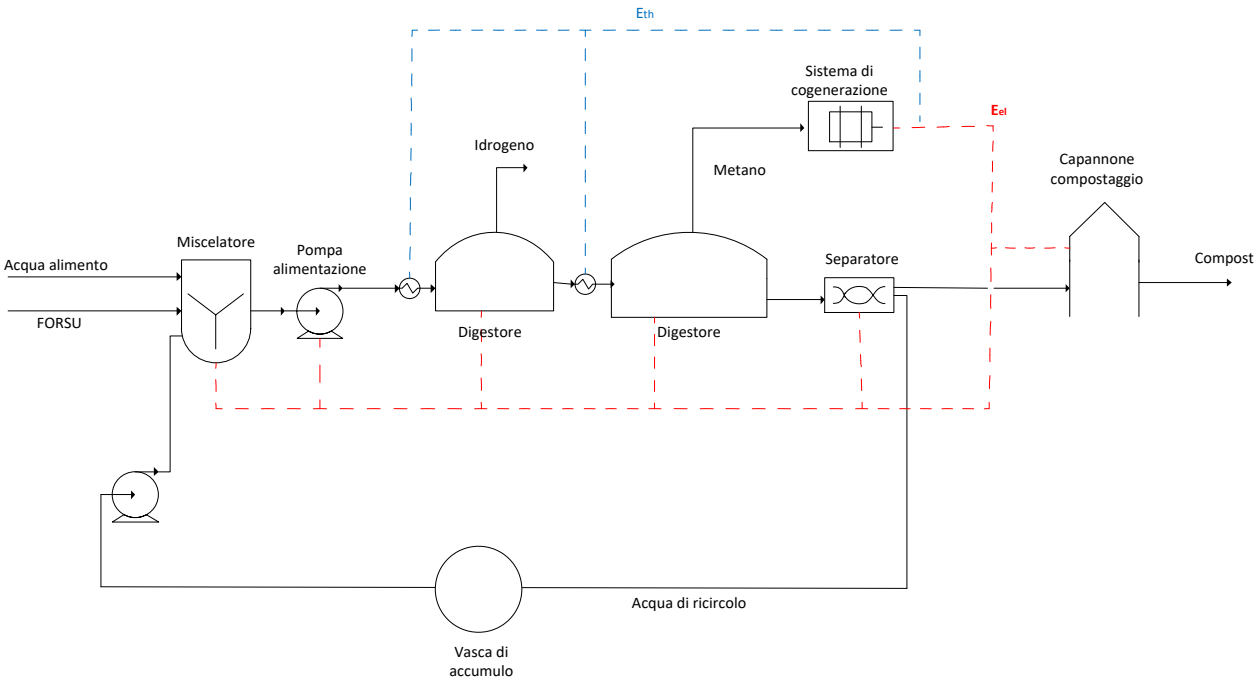

Figura 4.6 Schema impianto digestione anaerobica bi-stadio.

La biomassa che alimenta l'impianto è la stessa considerata nel caso della produzione di solo idrogeno tramite digestione anaerobica monostadio. La portata in ingresso di FORSU, la quantità di acqua aggiunta e le dimensioni del miscelatore sono quindi le stesse del caso precedente.

All'ingresso al miscelatore si ha una portata di FORSU pari ad 1,72 tonnellate all'ora ed una portata di acqua pari a 2,3 tonnellate all'ora. Avendo ipotizzato un tempo di permanenza della miscela pari a due ore, il volume del miscelatore è pari a 9 m3. Le pareti del miscelatore sono costruite in acciaio, con uno spessore di 5 mm; la quantità di acciaio utilizzata è pari a 1427 chilogrammi.

Il dimensionamento del primo digestore è stato effettuato considerando la portata di alimentazione entrante nel reattore e il tempo di permvanenza, pari a 48 ore. Come per il dimensionamento del bio-reattore nel caso della digestione anaerobica monostadio, per il calcolo del volume (Equazione 4.2) si è aggiunto un 10% per ragioni di sicurezza.

Si è ottenuto un volume pari a 212 m^3 e, supposto quindi che il reattore abbia forma cilindrica, si è calcolata la sua altezza pari a 3 m, e il suo diametro, pari a 9 m.

Lo stesso calcolo è stato ripetuto anche per il secondo reattore, avendo ipotizzato un tempo di permanenza pari a 15 giorni e un portata entrante di digestato pari a 3,93 tonnellate all'ora. Questo valore è stato ottenuto attraverso dei calcoli di bilancio di massa sul primo digestore. E' stato così calcolato il volume del secondo reattore, pari a 1556 m^3 e le sue dimensioni; la sua altezza è pari a 6 m e il suo diametro pari a 18 m.

Per quanto riguarda invece il materiale di costruzione dei due digestori, è stato ipotizzato che le loro pareti siano costruite con uno spessore di 30 cm di cemento, ricoperto da uno strato di 8 cm di materiale isolante. La copertura dei bioreattori è rappresentata da una cupola gasometrica, la cui funzione è quella di recuperare il gas prodotto. Per entrambi i digestori è stato ipotizzato un tempo di permanenza del gas in questa struttura pari a 6 ore. Le membrane che costituiscono questa parte dei bioreattori sono costituite da PVC ed hanno uno spessore di 2 mm.

La tabella 4.10 riporta i materiali utilizzati per la costruzione dell'impianto.

Tabella 4.10 Materiali utilizzati per la costruzione dei digestori.

Acciaio	1427 *Kg*
Cemento	229 m^3
Polistirene espanso	61 m^3
PVC	11,3 *Kg*

E' importante determinare la resistenza termica totale delle pareti dei due bioreattori, al fine di riuscire a determinare la potenza termica scambiata per conduzione attraverso le pareti e per convenzione con l'aria. La resistenza termica totale è uguale alla somma delle resistenze di conduzione del cemento, del materiale isolante e della resistenza di convenzione dell'aria esterna. Il sistema è stato studiato avendo supposto che abbia una geometria cilindrica multistrato (figura 4.7); il cemento presenta un valore di conducibilità termica pari a 2,3 *W/m/K*, il polistirene espanso ha invece un valore di λ pari a 0,037 *W/m/K*. Il coefficiente di scambio termico convettivo dell'aria α è stato invece assunto pari a 10 $W/m^2/K$.

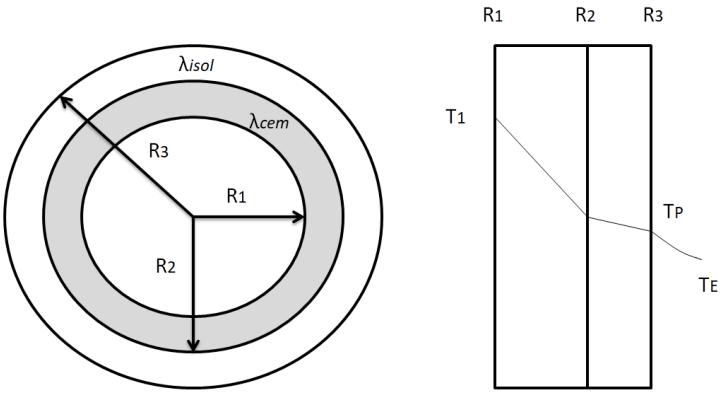

Figura 4.7 Geometria cilindrica delle parteti dei digestori (a) e andamento della temperatura all'interno delle pareti (b).

La resistenza termica totale è stata calcolata utilizzando l'equazione 4.14, ed è stato ottenuto un valore di 0,02 m^2*K/W per il primo reattore e di 0,0067 m^2*K/W per il secondo.

$$R_{TOT} = \frac{ln\frac{R_2}{R_1}}{2*\pi*\lambda_{cem}*H} + \frac{ln\frac{R_3}{R_2}}{2*\pi*\lambda_{iso}*H} + \frac{1}{2*\pi*R_3*H*\alpha} \tag{4.14}$$

Il digestato in uscita dal secondo reattore, pari a 3,93 tonnellate all'ora, viene mandato ad un sistema denominato "Dewatering", nel quale la parte solida viene separata dalla parte liquida. Si è ipotizzato che questo componenti lavori con una efficienza di separazione pari all'80%. Si è quindi trovato che la quantità di fanghi in uscita è pari a 0,78 ton/h, mentre la portata di acqua recuperata è di 2,24 ton/h. Questa quantità di acqua viene riutilizzata all'interno dell'impianto, mentre i fanghi vengono utilizzati per la produzione di compost all'interno di un impianto di compostaggio.

L'energia elettrica e termica necessaria per il funzionamento dell'impianto viene prodotta da un sistema di cogenerazione, che utilizza una parte del biogas prodotto dall'impianto stesso per produrre l'energia necessaria al suo funzionamento. Nella figura 4.6, le linee tratteggiate rosse evidenziano i componenti che richiedono energia elettrica; le linee tratteggiate blu mostrano le richieste di energia termica all'interno dell'impianto. Queste spese energetiche, che sono ovviamente delle energie dirette, verranno dettagliatamente discusse nel prossimo paragrafo, per determinare il valore dell'indice di sostenibilità energetica dell'impianto.

4.2.2 Analisi di sostenibilità energetica

L'efficienza energetica del processo di digestione anaerobica bi-stadio studiato, è stata determinata attraverso lo studio di diversi articoli scientifici presenti in letteratura, ed in particolare dall'analisi dei risultati ottenuti in [27]. In questo articolo, sono riportati i risultati sperimentali di due processi di digestione anaerobica bi-stadio, utilizzando due diversi substrati: il glucosio e i gusci dei semi del caffè (CSS, "Coffee seed skin").

Come già riportato in precedenza, il glucosio rappresenta il miglior substrato utilizzabile nel processo di digestione anaerobica; dal punto vista teorico, il massimo rendimento ottenibile utilizzando questa sostanza in un processo di DA bi-stadio varia tra l'89 e l'86% [5].

Il CSS usato in questo studio, è stato fornito dalla compagnia Lavazza in forma di pellet. A causa dell'alto livello di ligno-cellulosa presente in questo particolare rifiuto, che risulta essere difficilmente biodegradabile, il CSS ha subito dei particolari pretrattamenti al fine di aumentare la suo biodegradabilità. Ulteriori dettagli sono riportati in [27].

La tabella 4.11 riporta i risultati ottenuti. Ovviamente utilizzando il glucosio come substrato il rendimento dell'impianto risulta maggiore rispetto al caso in cui è stato utilizzato il caffè. In particolare, nel primo caso è stata ottenuta un'efficienza pari al 75% e nel secondo pari al 28,5%.

Tabella 4.11. Dati relativi alla produzione dei idrogeno in [27].

Esperimento	Concentrazione	Energia Prodotta		Efficienza [%]
		H_2	CH_4	
Glucosio TSAD	55 g_{TSS}/L	98 kJ/L	557 kJ/L	75
CSS TSAD	39 g_{TSS}/L	0,03 kJ/L	200 kJ/L	28,5

Utilizzando questi risultati, si è ipotizzato che l'impianto studiato abbia un rendimento pari al 52%, che rappresenta all'incirca un valore intermedio tra i due casi limite descritti in precedenza. E' stata quindi determinata la quantità di energia prodotta dall'impianto, utilizzando l'equazione 4.15.

$$E_{prodotta} = \frac{G_{alim} * C_{TSS} * \eta * LHV_{substrato}}{Portata_{FORSU}} \tag{4.15}$$

dove:

- $LHV_{substrato}$ è il potere calorifico della FORSU, pari a 17 MJ/Kg_{SS};
- C_{TSS} è la concentrazione del brodo all'interno del bioreattore, assunta pari a 150 g_{SS}/L;
- G_{alim} è la portata di FORSU ed acqua entrante all'interno del digestore;
- η è il rendimento dell'impianto, supposto pari al 52%.

Questa energia rappresenta l'energia totale che l'impianto è in grado di produrre, sotto forma di idrogeno e metano. E' stato inoltre calcolata la quantità di energia prodotta sotto forma di solo idrogeno. Seguendo lo stesso modus operandi, è stata eseguito questo calcolo nel caso del glucosio e del caffè, ricavando un'efficienza rispettivamente pari al 12 e all'4%, per il solo H_2.

Si è quindi deciso di utilizzare nell'impianto il valor medio tra questi due, pari all'8%. La tabella 4.12 mostra la quantità di energia prodotta, e le portate di idrogeno e metano ottenute.

Tabella 4.12 Energia prodotta dall'impianto di DA bi-stadio.

Energia prodotta	3094 MJ/t_{FORSU}
Energia H_2	262,99 MJ/t_{FORSU}
Energia CH_4	2831,01 MJ/t_{FORSU}
Idrogeno prodotto	0,03 tH_2/h
Metano prodotto	0,07 tCH_4/h

Come nel caso della digestione anaerobica monostadio, sono stati calcolati i valori di energia già spesa per la produzione della FORSU e di energia risparmiata per la dismissione dei rifiuti utilizzati nel processo di digestione anaerobica in discarica (Tabella 4.13).

Tabella 4.13 Energia già spesa ed energia evitata.

Energia già spesa	654,55 MJ/t_{FORSU}
Energia risparmiata	420,00 MJ/t_{FORSU}

L'energia diretta è la somma di tutta l'energia elettrica e termica spesa per far funzionare l'impianto. Di seguito vengono calcolate dettagliatamente tutte le spese energetiche nei singoli componenti dell'impianto.

Una parte di energia elettrica è spesa per la miscelazione del substrato all'interno dei due bio-reattore e per amalgamare la miscela composta da acqua e FORSU all'interno del miscelatore. Come nel caso della digestione anaerobica monostadio, questa energia diretta spesa è stata calcolata utilizzando l'equazione 4.11. La tabella 4.14 mostra la potenza richiesta in ognuno di questi componenti dell'impianto e i rispettivi tempi di permanenza supposti.

Tabella 4.14 Caratteristiche impianto di miscelazione.

	Miscelatore	**Digestore 1**	**Digestore 2**
Potenza richiesta	0,2 kW/m^3	0,1 kW/m^3	0,2 kW/m^3
τ	24*h*/24*h*	24*h*/24*h*	15*min*/60*min*

Una certa quantità di energia termica viene spesa per portare e mantenere la temperatura all'interno dei bio-reattori pari alla temperatura di lavoro che, avendo scelto condizioni mesofile, è pari a 35°C. Si è ipotizzato che la temperatura di ingresso della biomassa nel primo reattore sia pari a 13°C, cioè la temperatura media annuale in Italia. Ovviamente bisogna tenere conto anche delle dispersioni per conduzione attraverso le pareti, E_{loss}. La quantità di energia termica è stata calcolata utilizzando l'equazione 4.16.

L'energia spesa per portare la temperatura della miscela acqua/FORSU all'interno del primo reattore al valore di 35°C risulta essere di 413,23 MJ/t_{FORSU}, a cui va aggiunto anche l'energia persa attraverso le pareti, E_{loss}, pari a circa 18 MJ/t_{FORSU}.

$$E_{heat} = \frac{G_{alim} \cdot c_{p_alim} \cdot (T_w - T_a)}{\eta \cdot Portata_{FORSU}} + E_{loss} \tag{4.16}$$

dove:

- G_{alim} è la portata di FORSU ed acqua entranti nel reattore, espressa in Kg/h;
- C_{p_alim} è stato considerato pari al calore specifico dell'acqua, pari cioè a 4,186 kJ/Kg°C;
- Tw è la temperatura di set point impostata all'interno del digestore pari a 35 °C;
- Ta è la temperatura della portata in ingresso al reattore;
- η è il rendimento del sistema combustore/scambiatore di calore utilizzato per il riscaldamento del substrato; questo è stato assunto pari al 52%;
- E_{loss} rappresenta l'energia dispersa attraverso le pareti.

L'energia dispersa per conduzione attraverso le pareti del digestore e per convezione con l'aria, è stata determinata, utilizzando il valore di resistenza termica totale precedentemente calcolato, attraverso l'equazione 4.17.

$$E_{loss} = \frac{T_{int} - T_{est}}{R_{TOT}} \tag{4.17}$$

Si è invece ipotizzato che, a causa di alcune perdite nelle tubazioni, la portata di digestato in uscita dal primo reattore, entra nel secondo ad un temperatura di 33°C. E' stata quindi

calcolata l'energia necessaria per riportare la sua temperatura a quella di esercizio, che richiede una spesa energetica di 18,40 MJ/t_{FORSU}, a cui va aggiunta anche quella richiesta per compensare le dispersioni, che risulta essere pari a 245 MJ/t_{FORSU}.

La pompa di alimentazione dell'impianto da 12 kW è in grado di smaltire una portata di 60 m3 all'ora. Utilizzando l'equazione 4.12, l'energia diretta spesa da questo componente è pari a 1,68 MJ/t_{FORSU}.

La portata di digestato in uscita dal secondo reattore dell'impianto, pari a 3,34 tonnellate all'ora, viene inviata nel separatore, dove avviene la separazione tra la frazione liquida e la frazione solida. Visto che il separatore ha una potenza di 12 kW e tratta al massimo una portata di 35 m^3/h, è stata calcolata l'energia spesa complessivamente all'interno di questo componente, che è risultata essere pari a 2,40 MJ/t_{FORSU}.

Infine, l'ultimo termine da considerare è quello dell'energia spesa nella sezione di compostaggio dei fanghi prodotti dall'impianto. E' stato ipotizzato che l'energia spesa è pari a 20 kWh per ogni tonnellata di fanghi entranti nel sistema e, riferendo questa spesa alle tonnellate di FORSU all'ora entranti nell'impianto, è stato ottenuto un'energia spesa per il compostaggio di 33 MJ/t_{FORSU}.

Sommando l'energia elettrica e termica spesa per il funzionamento dell'impianto, è stato ottenuto il valore dell'energia diretta totale spesa, che risulta pari a 942,38 MJ/t_{FORSU}, cosi come mostrato nella tabella 4.15.

Tabella 4.15 Energia diretta spesa nell'impianto di digestione anaerobica bi-stadio.

Energia diretta spesa totale	**942,38 *MJ/t_{FORSU}***
Energia spesa miscelatore	3,70 *MJ/t_{FORSU}*
Energia miscelazione reattore 1	44,35 *MJ/t_{FORSU}*
Energia miscelazione reattore 2	162,96 *MJ/t_{FORSU}*
Energia pompa alimentazione	1,68 *MJ/t_{FORSU}*
Energia riscaldamento reattore 1	430,90 *MJ/t_{FORSU}*
Energia riscaldamento reattore 2	263,40 *MJ/t_{FORSU}*
Energia spesa nel separatore	2,40 *MJ/t_{FORSU}*
Energia spesa compostaggio	33,00 *MJ/t_{FORSU}*

Calcolati i termini di energia prodotta, energia già spesa, energia evitata ed energia diretta spesa, è stato possibile calcolare l'indice di sostenibilità energetica, che è risultato essere pari a 3,03. L'ESI è maggiore di 1, ed è quindi possibile procedere con le successive fasi dell'analisi per verificare se il processo è effettivamente sostenibile dal punto di vista energetico.

Per il successivo calcolo dell'EROI è necessario determinare l'energia netta, definita come la differenza tra l'energia prodotta e l'energia diretta spesa, e l'energia indiretta spesa durante tutto il ciclo di vita dell'impianto. Avendo già definito l'energia prodotta e l'energia diretta spesa, per semplice sottrazione è stata calcolata calcolato un valore di energia netta pari a 2151,62 MJ/t_{FORSU}.

L'energia indiretta viene invece calcolata utilizzando l'equazione 4.18. Si è deciso di trascura il termine E_{lab} connesso alle attività del personale tecnico impiegato nell'impianto in quanto è stato considerato trascurabile.

L'energia elettrica e termica necessaria per il funzionamento dell'impianto viene prodotta da un sistema cogenerativo, installato all'interno dell'impianto stesso, che utilizza come combustibile una parte del biogas prodotto.

$$E_{indiretta} = E_{mat} + E_{chem} + E_{manut} + E_{costr} + E_{dism} + E_{amm} + E_{giàspesa} - E_{evitata} \quad (4.18)$$

L'energia indiretta connessa ai materiali utilizzati per la costruzione dell'impianto è ricavata moltiplicando la quantità dei materiali di costruzione utilizzati (cemento, acciaio 304, polistirene espanso, PVC) per i loro rispettivi GER. Allo stesso è stata determinata anche l'energia indiretta dei chemicals utilizzati nell'impianto, acqua e soda. Il loro consumo è pari rispettivamente a 56,14 e 3,73 tonnellate all'ora. I valori di GER "Global Energy Requirement" utilizzati per il calcolo dell'energia indiretta sono riportati nella tabella 4.16.

Tabella 4.16 GER utilizzati per il calcolo dell'energia indiretta.

Materiale/Chemical	Denominazione in SimaPro	GER
Cemento	*Cement, unspecified, at plant/CH S*	3,58 *MJ/Kg*
Acciaio 304	*X5CrNi18 (304) I*	52,50 *MJ/Kg*
Polistirene espanso	*Polystyrene, extruded (XPS), at plant/RER S*	95,2 *MJ/Kg*
PVC	*Polyvinylchloride, at regional storage/RER S*	60,33 *MJ/Kg*
Soda	*Soda, powder, at plant/RER S*	5,98 *MJ/Kg*
Acqua demineralizzata	*Water demineralized ETH S*	12,8 *kJ/Kg*

E' stata calcolata anche l'energia indiretta per la costruzione dell'impianto cogenerativo che produce l'energia elettrica e termica utilizzata dall'impianto. Il suo GER è stato determinato sommando i valori riportati nella tabella 4.17, che rappresentano il GER dei diversi componenti che compongono il sistema di cogenerazione.

Tabella 4.17 GER utilizzati per il calcolo dell'energia indiretta per la costruzione dell'impianto di cogenerazione.

Cogen unit 200 kWe, common components for heat+electricity/RER/I S	1,32E+06 *MJ/p*
Cogen unit 200 kWe, common components for electricity only/RER/I S	2,14E+05 *MJ/p*
Cogen unit 200 kWe, common components for heat only/RER/I S	2,80E+05 *MJ/p*

L'energia indiretta per la costruzione e la futura dismissione dell'impianto è stata valutata come una percentuale, pari al 15%, dell'energia indiretta dei materiali. L'energia indiretta spesa per la manutenzione dell'impianto è stata determinata utilizzando l'equazione 4.19, dove γ è stata supposta pari al 10%.

$$E_{manut} = \gamma * E_{mat} \quad (4.19)$$

Infine, l'energia indiretta di ammortamento, cioè l'energia necessaria per la ricostruzione dell'impianto, è stata calcolando semplicemente sommando l'energia indiretta dei materiali e dei chemicals. La tabella 4.18 riporta i risultati ottenuti.

Tabella 4.18 Energia indiretta spesa nel processo di digestione anaerobica bi-stadio.

Energia indiretta totale	**362,38 MJ/t_{FORSU}**
Energia indiretta materiali	43,36 MJ/t_{FORSU}
Energia indiretta chemicals	13,41 MJ/t_{FORSU}
Energia indiretta manutenzione	4,34 MJ/t_{FORSU}
Energia indiretta costruzione	6,50 MJ/t_{FORSU}
Energia indiretta dismissione	6,50 MJ/t_{FORSU}
Energia indiretta ammortamento	56,76 MJ/t_{FORSU}

Il grafico a torta in figura 4.8 mostra il peso dei diversi contributi di energia indiretta ; risulta evidente che la quantità di energia indiretta più alta è quella già spesa, cioè l'energia necessaria per la produzione della FORSU che poi viene inviata nell'impianto di digestione anaerobica.

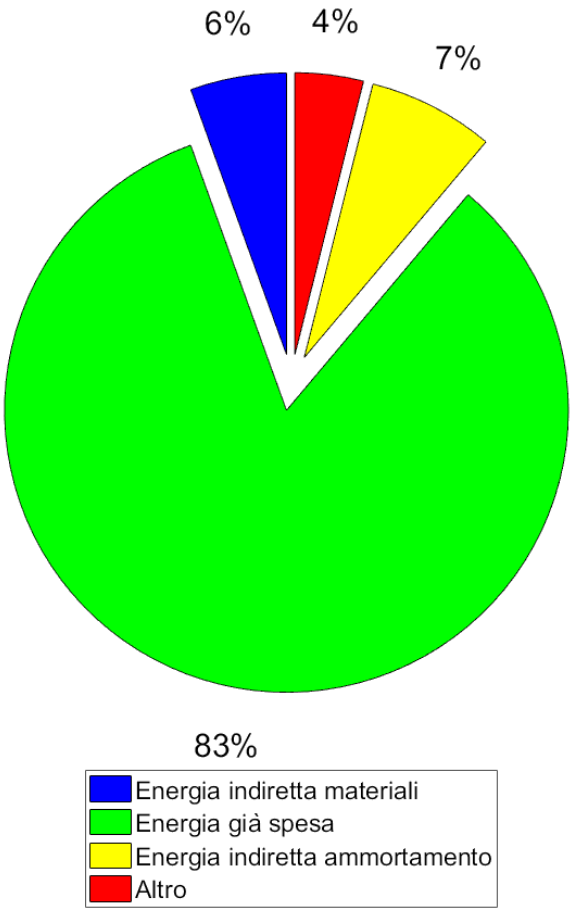

Figura 4.8 Energia indiretta spesa nel processo di digestione anaerobica bi-stadio.

A questo punto è stato calcolato il valore dell'EROI, "Energy Return on Investment", come rapporto tra l'energia netta e l'energia indiretta, ottenendo un valore pari a 5,89. Avendo ottenuto un EROI maggiore di 1, si è giunti alla conclusione che l'impianto di digestione anaerobica bi-stadio risulta essere una tecnologia energeticamente sostenibile.

Si è quindi determinato il valore di "Useful Energy" prodotta dal processo, che è pari alla differenza tra l'energia netta e l'energia indiretta; è stato ottenuto un valore di energia utile disponibile per la società pari a 1786,20 MJ/t_{FORSU}.

In figura 4.9 è riportato il diagramma di Sankey, che mostra i diversi contributi di energia che sono stati considerati durante l'analisi di sostenibilità energetica.

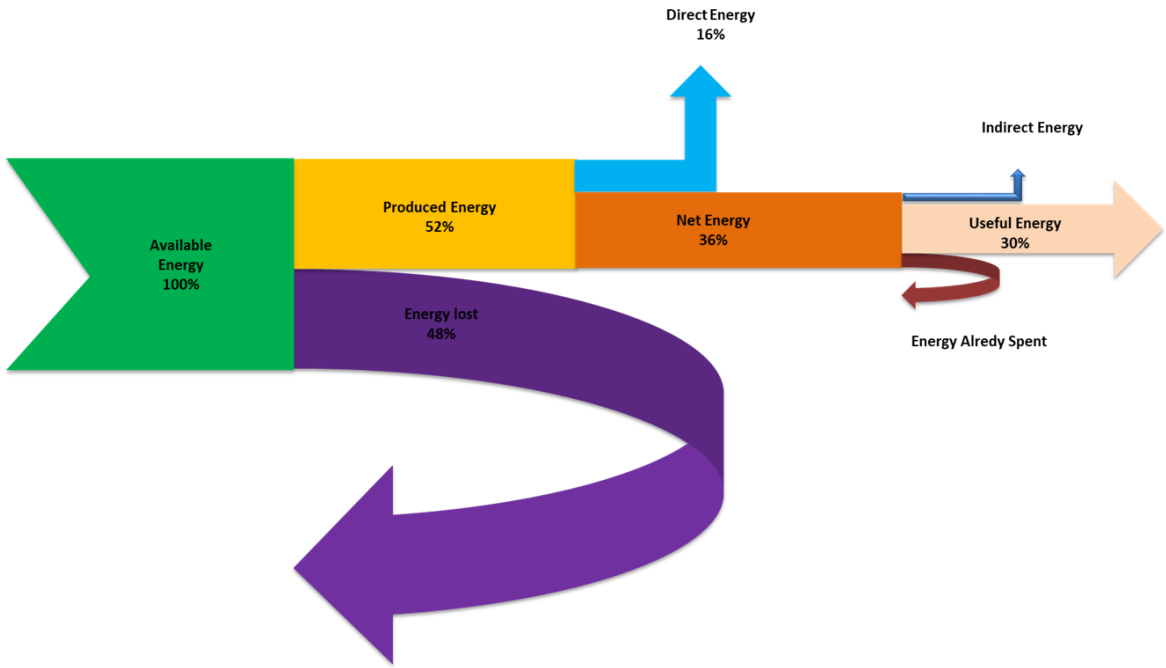

Figura 4.9 Diagramma di Sankey dell'impianto di digestione anaerobica bi-stadio.

Infine, è stato determinato l'Energy Payback Time, EPT, cioè il tempo necessario all'impianto per produrre l'energia necessaria per ricostruire l'impianto stesso. Questo parametro è stato calcolato utilizzando l'equazione 4.20, avendo supposto una vita utile dell'impianto di 15 anni. In questa equazione, all'interno del termine di energia indiretta non è stata calcolata l'energia indiretta di ammortamento.

$$EPT = \frac{Energia\ indiretta}{Energia\ netta/_{t}} \tag{4.20}$$

E' stato così ottenuto un valore di EPT pari a 2,15 anni.

4.3 Confronto tra le due configurazioni

In questo capitolo è stata effettuata l'analisi di sostenibilità energetica di due impianti di digestione anaerobica. E' stato studiato un impianto di digestione anaerobica monostadio per la produzione di idrogeno e successivamente la stessa analisi è stata fatta anche per un impianto bi-stadio in grado di produrre bio-idrogeno e bio-metano.

Dallo studio dell'energia prodotta dagli impianti, dell'energia spesa per il loro funzionamento e dell'energia indiretta ad essi correlata, sono stati ottenuti i risultati riportati nella tabella 4.19.

Tabella 4.19 Risultati ottenuti per i due impianti di digestione anaerobica anlizzati.

	Digestione anaerobica monostadio	Digestione anaerobica bi-stadio
ESI [-]	0,14	3,03
EROI [-]	/	5,94
EPT [anni]	/	2,13
Energia utile [MJ/t_{FORSU}]	0	1786.20

L'impianto di digestione anaerobica monostadio non risulta essere energeticamente sostenibile, in quanto l'energia da esso prodotta sotto forma di idrogeno non è sufficiente nemmeno a coprire il fabbisogno interno dell'impianto stesso. In altre parole l'energia necessaria per il suo funzionamento è maggiore dell'energia prodotta. Si è ottenuto quindi un indice di sostenibilità energetica minore di uno che appunto indica la non sostenibilità dell'impianto dal punto di vista energetico.

Risultati più incoraggianti sono stati ottenuti invece dallo studio del processo di digestione anaerobica bi-stadio. In questo caso, è stato trovato un valore di ESI maggiore di uno e, essendo l'energia prodotta dall'impianto sotto forma di idrogeno e metano maggiore dell'energia necessaria per il funzionamento dell'impianto stesso, si è proceduto con i successivi steps dell'analisi.

E' stata quindi determinata l'energia non direttamente spesa nel processo, ma che è comunque consumata indirettamente. E' stata quindi considerata l'energia legata ai materiali di costruzione dell'impianto, alla sua costruzione e futura dismissione, l'energia per la produzione dei chemicals utilizzati, l'energia per la manutenzione dell'impianto ed infine l'energia indiretta per l'ammortamento.

Si è ottenuto un valore di EROI pari a 5.94 ed infine è stato calcolato anche l'EPT dell'impianto, che è risultato essere pari a poco più di 2 anni.

I risultati ottenuti mostrano, senza alcun dubbio, che il processo di digestione anaerobica bi-stadio è energeticamente sostenibile.

Conclusioni

Obiettivo di questo lavoro di tesi è la valutazione della sostenibilità energetica di tre impianti per la produzione di idrogeno. Sono stati considerati tre diverse tecnologie: un reformer sperimentale da laboratorio, un elettrolizzatore alimentato ad energia solare ed infine un impianto di digestione anaerobica, sia nella configurazione monostadio sia in quella bi-stadio.

Prima di iniziare lo studio dei tre impianti, sono stati presentati, in maniera dettagliata e completa, gli strumenti utilizzati per valutare la sostenibilità energetica. Sono stati introdotti e definiti, quindi, i concetti di ESI, "*Energy Sustainability Index*", EROI, "*Energy Returned of Investment*", ed EPT, "*Energy Payback Time*".

Per la determinazione di questi parametri è richiesto, tramite un approccio LCA, la valutazione non solo dell'energia diretta spesa per il funzionamento della tecnologia, ma anche dell'energia indiretta. E' stata quindi calcolata l'energia indiretta connessa ai materiali di costruzione dell'impianto ed ai chemicals utilizzati, l'energia indiretta per la costruzione e la futura bonifica dell'impianto, l'energia indiretta richiesta per i lavori di manutenzione ed, infine, l'energia indiretta per l'ammortamento.

Grazie alla conoscenza di queste energie è possibile determinare l'indice di sostenibilità energetica, ESI, definito come il rapporto tra l'energia prodotta e l'energia diretta, e successivamente l'EROI, tenendo in considerazione l'energia indiretta.

Un EROI maggiore di 1, indica che la tecnologia analizzata risulta essere energeticamente sostenibile e che è in grado, quindi, di fornire alla società una quantità di energia positiva, "*Useful Energy*". Inoltre, attraverso il calcolo dell'EPT, è stato anche determinato il tempo necessario affinché l'impianto raggiunga la condizione di sostenibilità.

La tabella seguente riporta i valori di ESI, EROI ed EPT ottenuti dallo studio delle diverse tecnologie considerate. In questo modo è possibile, non solo stabilire quale dei sistemi è energeticamente sostenibile, ma è anche possibile effettuare un confronto tra le diverse tecnologie, al fine di determinare la più adatta da utilizzare.

Sistemi per la produzione di idrogeno	**ESI [-]**	**EROI [-]**	**EPT [-]**
Steam reforming del gas natural	2,36	3,36	0,6
Elettrolisi dell'acqua ad energia solare	10,05	0,42	/
Digestione anaerobica monostadio (H_2)	0,14	/	/
Digestione anaerobica bi-stadio (H_2 + CH_4)	3,03	5,89	2,15

La prima tecnologia analizzata è un reforming da laboratorio, caratterizzato dal fatto di essere molto compatto e facilmente trasportabile. I dati sperimentali, utilizzati per ricavare la quantità di energia prodotta e spesa per il suo funzionamento, sono stati ricavati dal lavoro di tesi di Giuseppe Casti "Ottimizzazione sperimentale delle prestazioni di un reformer da 10 kW per la produzione di idrogeno".

L'analisi di sostenibilità energetica è stata effettuata considerando due diversi assetti di funzionamento del reformer: a pieno carico e al 60% del carico. La tabella riporta i risultati ottenuti solo per la condizione a pieno carico.

Dopo aver calcolato, moltiplicando la portata di idrogeno prodotta per il suo potere calorifico inferiore, l'energia prodotta dalla tecnologia, è stata determinata l'energia diretta spesa per il suo funzionamento. Per far avvenire la reazione di reformer, in cui il metano reagisce con il vapore, è necessario che la temperatura all'interno del reattore sia molto alta, nell'ordine dei 900 °C; viene quindi spesa energia termica, per mantenere questa temperatura di lavoro, attraverso la combustione di metano. E' stata quindi calcolato l'ESI, come il rapporto tra energia prodotta ed energia diretta spesa, che è risultato pari a 2,36 e 2,18, rispettivamente nella prima e nella secondo configurazione di lavoro.

Essendo l'ESI maggiore di uno, si è proseguiti nell'analisi, calcolando le energie indirette e quindi determinando l'EROI dell'impianto. Per entrambi gli assetti, è stato calcolato un valore di EROI maggiore dell'unità, il che certifica la sostenibilità energetica della tecnologia. In particolare è stato calcolato un EROI pari a 3,36 nel caso di pieno carico, e pari a 2,78 nella configurazione al 60% del carico. Infine, dopo aver ipotizzato un "life time" dell'impianto di due anni, è stato determinato l'EPT, che è risultato essere a 0,6 e 0,70.

La seconda tecnologia analizzata è un sistema per la produzione di idrogeno attraverso l'elettrolisi dell'acqua. La particolarità di questo impianto risiede nel fatto che l'elettrolizzatore viene alimentato attraverso l'utilizzo di energia elettrica prodotta da un impianto fotovoltaico. Si è supposto, inoltre, che nei momenti in cui il generatore FV non è in grado di produrre l'energia richiesta dall'elettrolizzatore, questa venga reperita dalla rete. Per il calcolo dell'energia prodotta dalla tecnologia, sono stati utilizzati i dati raccolti presso L'Environment Park di Torino da Alessandro Peiretti durante la realizzazione del suo lavoro di tesi presso il Politecnico di Torino dal titolo "L'elettrolisi dell'acqua ad energia solare".

L'ESI è stata calcolato considerando come energia diretta, l'energia acquisita dalla rete elettrica nazionale. L'impianto è stato analizzato considerando diverse ore di funzionamento, in diverse fasce orarie. Esaminando, ad esempio, il caso in cui l'elettrolizzatore funzioni per 6 ore al giorno dalle 10.00 alle 16.00, è stato ricavato un valore dell'indice di sostenibilità energetica pari a 10,05.

Avendo ottenuto un valore dell'ESI maggiore di uno, è stata calcolata l'energia indiretta; si sono quindi considerati i flussi energetici spesi per la costruzione dell'impianto fotovoltaico e degli inverter, l'energia indiretta dei chemicals utilizzati, acqua e soda, e tutti gli altri termini di energia indiretta precedentemente introdotti.

L'EROI così ottenuto, però, è risultato essere minore di uno e, nel caso delle sei ore di funzionamento, pari a 0,42. Dallo studio dei diversi flussi di energia indiretta, è risultato evidente che la causa principale di questo risultato è l'elevata energia spesa per la costruzione dell'impianto fotovoltaico. Si è quindi giunti alla conclusione che, l'impianto considerato, non risulta essere sostenibile dal punto di vista energetico.

Per quanto riguarda invece la digestione anaerobica, è stata valutata la sostenibilità energetica di due diversi impianti: un impianto monostadio e un bi-stadio. Per il funzionamento di questi impianti è necessario l'utilizzo di una certa quantità di energia diretta per la miscelazione del substrato nel reattore, per far operare la pompa di alimento dell'impianto e tutti gli altri servizi ausiliari, e per portare a mantenere la temperatura all'interno dei digestori fino a 35 °C.

Nel caso della digestione anaerobica monostadio, essendo l'energia prodotta molto piccola rispetto a quella diretta spesa, si è ottenuto un valore di ESI di 0,14. Questo è dovuto principalmente al fatto che questa tecnologia, a causa del basso rendimento, è in grado di produrre una quantità di idrogeno bassa. Essendo già l'ESI minore di uno, si è giunti alla conclusione che questa soluzione non è sostenibile dal punto di vista energetico.

La digestione anaerobica bi-stadio, invece, è un processo attraverso il quale, in due diversi bio-reattori, attraverso il processo di fermentazione viene prodotto sia idrogeno sia metano. Il calcolo dell'ESI, quindi, è stato effettuato in questo caso considerando come energia prodotta quella contenuta in entrambi i due flussi gassosi. Per questa tipologia di impianto è stato calcolato un valore dell'indice di sostenibilità energetica pari a 3,03 e, dopo la determinazione dell'energia indiretta, si è trovato un EROI di 5,89. L'impianto di digestione anaerobica bi-stadio risulta essere energeticamente sostenibile e, avendo supposto un vita utile pari a 15 anni, si è trovato un valore dell'EPT di 2,15.

In conclusione, è possibile affermare che il sistema di steam reforming da laboratorio, risulta essere energeticamente sostenibile; esso è in grado di produrre una quantità di energia, sotto forma di idrogeno, maggiore della somma dell'energia diretta ed indiretta spesa per il suo funzionamento.

L'elettrolizzatore alimentato ad energia solare, nella configurazione analizzata, non rappresenta una soluzione sostenibile dal punto di vista energetico. Infatti, l'energia prodotta dalla tecnologia non è in grado di compensare la grossa quantità di energia già spesa per la realizzazione dei pannelli fotovoltaici.

Il processo di digestione anaerobica bi-stadio, caratterizzato dalla produzione di idrogeno e metano, rappresenta la soluzione tecnologia maggiormente sostenibile, a differenza del processo di digestione anaerobica monostadio, che è risultato invece non sostenibile. Ovviamente è necessario sottolineare che nel caso della TSAD è stata considerata, come energia prodotta, non soltanto quella contenuta nell'idrogeno, ma anche quella contenuta nel metano prodotto nel secondo reattore.

Lista dei simboli

c_{p_alim}	Calore specifico della portata di alimentazione digestore	*kJ/Kg/°C*
C_{TSS}	concentrazione all'interno del bioreattore	g_{SS}/L
ESI	Energy Sustainability Index	*[-]*
EROI	Energy Returned of Investment	*[-]*
EPT	Energy Payback Time	*anni*
$E_{diretta}$	Energia diretta spesa	*MJ*
$E_{indiretta}$	Energia indiretta	*MJ*
E_{mat}	Energia indiretta connessa ai materiali	*MJ*
E_{chem}	Energia indiretta dei chemicals	*MJ*
E_{manut}	Energia indiretta per la manutenzione	*MJ*
E_{const}	Energia indiretta per la costruzione dell'impianto	*MJ*
E_{decom}	Energia indiretta per la dismissione dell'impianto	*MJ*
E_{amort}	Energia indiretta per l'ammortamento	*MJ*
E_{lab}	Energia indiretta per il sostentamento dei lavoratori	*MJ*
$E_{già_spesa}$	Energia già spesa	*MJ*
$E_{evitata}$	Energia risparmiata	*MJ*
E_{dir_en}	Energia indiretta per la produzione dell'energia diretta	*MJ*
E_{CH4}	Energia diretta spesa per fornire energia termica all'impianto	*MJ*
E_{H2}	all'impianto	*MJ*
E_{AC}	Energia prodotta dall'impianto fotovoltaico	*MJ/h*
$E_{miscelazione}$	Energia diretta spesa per la miscelazione all'interno dei digestori	MJ/ton_{FORSU}
E_{pump}	Energia diretta spesa dal sistema di pompaggio	MJ/ton_{FORSU}
E_{heat}	Energia termica spesa per riscaldare il substrato nei digestori	MJ/ton_{FORSU}
E_{loss}	Energia termica dispersa attraverso le pareti dei digestori	MJ/ton_{FORSU}
GER	Global Energy Requirement	MJ_{eq}/Kg
$GER_{acciaio}$	Global Energy Requirement dell'acciaio	MJ_{eq}/Kg
GER_{CH4}	Global Energy Requirement del metano	MJ_{eq}/Kg
G_{alim}	Portata alimentazione dell'impianto di DA	*ton/h*
G_{CH4_burner}	Portata di metano combusta al burner	*mol/s*
$G_{CH4_reformer}$	Portata di metano inviata al reformer	*mol/s*
H	Irradianza solare	W/m^2
HRT	Hydraulic Retention Time	*ore*

G_{H2}	Portata di idrogeno prodotto	*mol/s*
LHV_{CH4}	Potere calorifico inferiore metano	*kJ/mol*
LHV_{H2}	Potere calorifico inferiore idrogeno	*kJ/mol*
$LHV_{substrato}$	Potere calorifico inferiore del substrato	MJ/Kg_{SS}
$m_{acciaio}$	Quantità di acciaio utilizzata per la costruzione del reformer	*Kg*
P	Potenza consumata dai miscelatori	kW/m^3
PR	Performance Ratio	*[-]*
R_{TOT}	Resistenza termica totale pareti digestori	m^2*K/W
R_1	Raggio interno digestori	*m*
R_2	Raggio esterno del cemento armato che costituisce le pareti dei digestori	*m*
R_3	Raggio esterno dell'isolante presente sulle pareti dei digestori	*m*
S_{FV}	Superficie generatore fotovoltaico	m^2
SS	Frazione di solidi presenti nella FORSU	*[-]*
T_w	Temperatura interna ai digestori	*°C*
T_a	Temperatura aria esterna ai digestori	*°C*
τ	Tempo di funzionamento dell'impianto di miscelazione	*[-]*
η_{STC}	Rendimento impianto FV in "Standard Test Condition"	*[-]*
γ	Rapporto tra l'energia indiretta di manutenzione dell'impianto e l'energia indiretta dei materiali	*[-]*
λ_{cem}	Conducibilità termica del cemento armato	*W/m/K*
λ_{iso}	Conducibilità termica dell'isolante	*W/m/K*
α	Coefficiente di scambio termico convettivo dell'aria	$W/m^2/K$

Bibliografia

[1] Brundtlan G.H., "Our Common Future: Report of the World Commission on Environment and Development." 1987.

[2] M. Di Addario, A. C. L. Malavè, S. Sanfilippo, D. Fino, and B. Ruggeri, "Evaluation of sustainable useful index (SUI) by fuzzy approach for energy producing processes," *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 107, pp. 153–166, 2016.

[3] Georgescu-Roegen, "Dynamic models and economic growth," *World Dev.*, vol. 3, pp. 765–783, 1975.

[4] D. J. Murphy, C. A. S. Hall, M. Dale, and C. Cleveland, "Order from chaos: A preliminary protocol for determining the EROI of fuels," *Sustainability*, vol. 3, no. 10, pp. 1888–1907, 2011.

[5] Ruggeri, Bernardo; Tommasi,Tonia; Sanfilippo,Sara. *BioH2 & BioCH4 through anaerobic digestion*. Springer.

[6] C. A. S. Hall, J. G. Lambert, and S. B. Balogh, "EROI of different fuels and the implications for society," *Energy Policy*, vol. 64, pp. 141–152, 2014.

[7] J. Collier and R. Ellingson, "Energy payback time (EPBT) and energy return on energy invested (EROI) of solar photovoltaic systems : A systematic review and ... PhD Dissertation View project," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 47, pp. 133–141, 2015.

[8] Q. Wang, *Handbook of Climate Change Mitigation*. 2012.

[9] S. Bargigli, M. Raugei, and S. Ulgiati, "Comparison of thermodynamic and environmental indexes of natural gas, syngas and hydrogen production processes," *Energy*, vol. 29, no. 12–15 SPEC. ISS., pp. 2145–2159, 2004.

[10] M. A. Rosen, "Thermodynamic comparison of hydrogen production processes," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 21, no. 5, pp. 349–365, 1996.

[11] A. Pettinau, "Studio di processi per l ' arricchimento dell ' idrogeno nel syngas," 2009.

[12] F. A. Silversand, "Fuel processor for small-scale production of hydrogen – Experimental study," *Rapp. SGC*, vol. 139, pp. 1102–7371, 2003.

[13] G. Casti, "Ottimizzazione sperimentale delle prestazioni di un reformer da 10 kW per la produzione di idrogeno," Politecnico di Torino, 2006.

[14] P. L. Spath and M. K. Mann, "Life Cycle Assessment of Hydrogen Production via Natural Gas Steam Reforming," *Natl. Renew. Energy Lab. DOE, U.S.*, no. February, p. NREL/TP-570-27637, 2001.

[15] K. L. Eccleston, "SOLID OXIDE STEAM ELECTROLYSIS FOR HIGH Solid Oxide Steam Electrolysis for High Temperature Hydrogen Production," 2007.

[16] M. Carmo, D. L. Fritz, J. Mergel, and D. Stolten, "A comprehensive review on PEM water electrolysis," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 38, no. 12, pp. 4901–4934, 2013.

[17] M. Ni, M. K. H. Leung, and D. Y. C. Leung, "Technological development of hydrogen production by solid oxide electrolyzer cell (SOEC)," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 33, no. 9, pp. 2337–2354, 2008.

[18] M. Verga, "Generazione di O_2 mediante processi basati su sistemi SOFC-SOEC,"

Politecnico di Milano, 2011.

[19] A. Peiretti, "L'elettrolisi dell'acqua ad energia solare," Politecnico di Torino, 2005.

[20] QualEnergia.it, "L'idrogeno da rinnovabili sarà mai competitivo con il gas naturale? Cosa dicono le ultime ricerche," 2018. [Online]. Available: http://www.qualenergia.it/articoli/20180502-l'idrogeno-da-rinnovabili-sara-mai-competitivo-con-il-gas-naturale-cosa-dicono-le-ricerche-.[Accessed: 26-May-2018]

[21] I. Maria, A. Ancona, and D. I. Industriale, "La produzione di Idrogeno e Metano Sintetico da Fonte Rinnovabile non Programmabile," 20116. [Online]. Available: www.labelab.it/site/wp-content/uploads/sites/5/atti/WD-Ancona.pdf. [Accessed: 05-Jun-2018].

[22] M. A. Khan *et al.*, "Biohydrogen production from anaerobic digestion and its potential as renewable energy," *Renew. Energy*, 2017.

[23] E. C. Bordoni Andrea, Romagnoli Emilio, Foppa Pedretti Ester, Toscano Giuseppe, Rossini Giorgio, "La filiera del biogas," pp. 1–49, 2010, Regione Marche.

[24] G. E. Company, G. Zeikus, R. J. Lamed, J. H. Lobos, and T. M. Su, "Effects of Stirring and Hydrogen on Fermentation Products of Clostridium thermocellum.," *Appl. Environ. Microbiol.*, vol. 54, no. 5, pp. 1216–21, 1988.

[25] M. A. De La Rubia, F. Raposo, B. Rincón, and R. Borja, "Evaluation of the hydrolytic-acidogenic step of a two-stage mesophilic anaerobic digestion process of sunflower oil cake," *Appl. Environ. Microbiol*, vol. 54(5), no. 18, pp. 1216–1221, 1998.

[26] B. La Licata, V. Cuzzola, A. Boulanger, and P. Zitella, "Il progetto Hytime: produzione di idrogeno da biomasse di II generazione," 2015. [Online]. Available: www.envipark.com/documenti/6209. [Accessed: 17-Jun-2018].

[27] A. C. Luongo Malave', M. Bernardi, D. Fino, and B. Ruggeri, "Multistep anaerobic digestion (MAD) as a tool to increase energy production via $H_2 + CH_4$," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 40, no. 15, pp. 5050–5061, 2015.

[28] ARPAV, "Trattamento meccanico biologico e CDR," 2010. [Online]. Available: http://www.arpa.veneto.it/temi-ambientali/rifiuti/rifiuti-urbani/gestione/il-trattamento-meccanico-biologico-e-la-produzione-di-cdr. [Accessed: 24-May-2018].

[29] ARPAT, "Rapporto rifiuti urbani 2017: i dati sulla raccolta differenziata in Italia," 2AD. [Online]. Available: http://www.arpat.toscana.it/notizie/arpatnews/2017/188-17/rapporto-rifiuti-urbani-2017-i-dati-sulla-raccolta-differenziata-in-italia. [Accessed: 27-May-2018].

[30] Wikipedia, "Idrometano." [Online]. Available: https://it.wikipedia.org/wiki/Idrometano. [Accessed: 31-May-2018].

[31] F. Ma, Y. Wang, H. Liu, Y. Li, J. Wang, and S. Ding, "Effects of hydrogen addition on cycle-by-cycle variations in a lean burn natural gas spark-ignition engine," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 33, no. 2, pp. 823–831, 2008.

[32] ENEA, "Mhybus, il primo autobus in Italia a idrometano che fa risparmiare CO_2," *16 Gennaio 2014*. [Online]. Available: http://www.enea.it/it/seguici/news/mhybus-il-primo-autobus-in-italia-a-idrometano-che-fa-risparmiare-co2. [Accessed: 31-May-2018].

Figure

Figura 1 Flussi di energia: dalla risorsa al servizio energetico. Tratto da [2] con modifiche……....1
Figura 1.1 Contributi di energia per il calcolo della Useful Energy. Tratto da [5] con modifiche. 5
Figura 1.2 Valore medio e deviazione standard dell'EROI di alcuni combustibili. Tratto da [6] con modifiche. 9
Figura 1.3 Valore medio (e deviazione standard) dell'EROI di impianti di power generation. Tratto da [6] con modifiche. 9
Figura 1.4 EROI di diverse tecnologie fotovoltaiche per la produzione di energia elettrica. Tratto da [7] con modifiche. 10
Figura 1.5 Diversi "boundaries" di un sistema per il calcolo dell'energia indiretta. Tratto da [4] con modifiche. 11
Figura 1.6 Steps dell'analisi di sostenibilità energetica. 12
Figura 2.1 Schema impiantistico di un processo di SMR. Tratto da [8] con modifiche. 14
Figura 2.2 Impianto sperimentale di steam reforming [12]. 17
Figura 2.3 Schema del Reformer da laboratorio. Tratto da [13] con modifiche. 18
Figura 2.4 Energia indiretta. 22
Figura 2.5. Diagramma di Sankey della produzione di H_2 per reformer di CH_4 su scala ridotta. 23
Figura 2.6 Confronto ESI ed EROI tra le due configurazioni considerate. 24
Figura 3.1 Schema di funzionamento di un elettrolizzatore alcalino [15]. 26
Figura 3.2 Schema di una PEM [16]. 27
Figura 3.3 Schema semplificato "Solide Oxide Electrolyzer Cell" [18]. 28
Figura 3.4 Impianto fotovoltaico preso in analisi ai fini della sostenibilità energetica. 29
Figura 3.5 Energia indiretta nel caso di 6 ore di funzionamento. 37
Figura 3.6 Confronto tra ESI, Energia Netta ed Energia indiretta nelle due configurazioni. 40
Figura 4.1 Schema di un processo di digestione anaerobica: idrolisi, acidogenesi, acetogenesi e metanogenesi. Tratto da [5] con modifiche. 42
Figura 4.2 Co-digestione anaerobica di biomasse di origine non agricola. Tratto da [23] con modifiche. 44
Figura 4.3 Impianto di digestione anaerobica monostadio. 47
Figura 4.4 Schema impianto produzione FORSU e CDR. 48
Figura 4.5 Schema della struttuta di un digestore. 50
Figura 4.6 Schema impianto digestione anaerobica bi-stadio. 57
Figura 4.7 Geometria cilindrica delle parteti dei digestori (a) e andamento della temperatura all'interno delle pareti (b). 58
Figura 4.8 Energia indiretta spesa nel processo di digestione anaerobica bi-stadio. 64
Figura 4.9 Diagramma di Sankey dell'impianto di digestione anaerobica bi-stadio. 65

Tabelle

Tabella 2.3 Portate di alimento del Reformer nelle due configurazioni analizzate. 16
Tabella 2.4 Portata di biogas ottenuta e sua composizione nelle due configurazioni analizzate. 16
Tabella 2.1 Dimensioni dei reattori del Reformer da laboratorio. 17
Tabella 2.2 Catalizzatori utilizzati nei reattori del Reformer. 18
Tabella 2.5 Quantità di acciaio utilizzata per la costruzione del reformer. 20
Tabella 2.6 Composizione e quantità dei catalizzatori utilizzati nei reattori del reformer. 20
Tabella 2.7 Global Energy Requirement (GER) utilizzati dal database "Ecoinvent" di Simapro. 20
Tabella 2.8 Energia prodotta ed energia diretta spesa dall'impianto. 21
Tabella 2.9 Energia indiretta. 21
Tabella 2.10 EROI ed EPT ottenuti. 23
Tabella 2.11 Energia prodotta ed energia diretta spesa dall'impianto. 23
Tabella 2.12 Energia indiretta. 24
Tabella 2.13 EROI ed EPT ottenuti. 24
Tabella 2.14 Calcolo del "Life Cycle Efficiency" del reformer considerato. 25
Tabella 2.15 Calcolo del "Life Cycle Energetic Efficiency" del reformer considerato. 25
Tabella 3.1 Specifiche tecniche modulo fotovoltaico [19]. 30
Tabella 3.2 Specifiche tecniche Inverter [19]. 30
Tabella 3.3 Rapporto tra curvature. 31
Tabella 3.4 Energia prodotta mensilmente dal generatore fotovoltaico. 31
Tabella 3.5 GER dei pannelli fotovoltaici policristallini e dell'invert. 32
Tabella 3.6 Energia indiretta impianto fotovoltaico. 32
Tabella 3.7 Caratteristiche Elettrolizzatore analizzato. 34
Tabella 3.8 Parametri di funzionamento dell'elettrolizzatore. 34
Tabella 3.9 Produzione di idrogeno ed energia richiesta dall'elettrolizzatore. 35
Tabella 3.10 Valori di GER utilizzati per il calcolo dell'energia indiretta. 36
Tabella 3.11 Calcolo dell'ESI. 36
Tabella 3.12 Calcolo energia indiretta. 37
Tabella 3.13 Energia indiretta totale nelle diverse ore di funzionamento. 38
Tabella 3.14 EROI ed energia utile nelle diverse ore di funzionamento. 38
Tabella 3.15 Calcolo dell'ESI. 39
Tabella 3.16 EROI ed energia utile nelle diverse ore di funzionamento. 39
Tabella 4.1 Tempo di permanenza per le diverse temperature di processo [23]. 43
Tabella 4.2 Caratteristiche FORSU utilizzata nell'impianto di digestione anaerobica. 47
Tabella 4.3. Percentuali dei flussi uscenti dall'impianto di produzione della FORSU [28]. .. 48
Tabella 4.4 Materiali utilizzati per la costruzione dei digestore. 50
Tabella 4.5 Dimensionamento digestore. 50
Tabella 4.6 Energia prodotta, già spesa e risparmiata. 52
Tabella 4.7 Caratteristiche dell'impianto di miscelazione. 53
Tabella 4.8 Energia diretta spesa. 54

Tabella 4.9. Tempo di permanenza nel reattore metanigeno TSAD per diverse biomasse [5]. 55
Tabella 4.10 Materiali utilizzati per la costruzione dei digestori. 58
Tabella 4.11. Dati relativi alla produzione dei idrogeno in [27]. 60
Tabella 4.12 Energia prodotta dall'impianto di DA bi-stadio. 60
Tabella 4.13 Energia già spesa ed energia evitata. 60
Tabella 4.14 Caratteristiche impianto di miscelazione. 61
Tabella 4.15 Energia diretta spesa nell'impianto di digestione anaerobica bi-stadio. 62
Tabella 4.16 GER utilizzati per il calcolo dell'energia indiretta. 63
Tabella 4.17 GER utilizzati per il calcolo dell'energia indiretta per la costruzione dell'impianto di cogenerazione. 63
Tabella 4.18 Energia indiretta spesa nel processo di digestione anaerobica bi-stadio. 64
Tabella 4.19 Risultati ottenuti per i due impianti di digestione anaerobica anlizzati. 66

Ringraziamenti

Ed eccomi, finalmente a scrivere i ringraziamenti, in fondo alla mia tesi di laurea; credo sia molto difficile trovare le parole giuste per dedicare un pensiero a tutte le persone che mi sono state accanto in questi lunghi e piacevoli anni. Proverò comunque a scrivere qualcosa.

Un ringraziamento particolare al mia relatore, il Professor Ruggeri, che durante questi ultimi mesi è stato sempre disponibile per qualsiasi chiarimento, aiuto e consiglio per la realizzazione di questo lavoro di tesi. Grazie a Carlos, che mi ha molto aiutato durante i primi mesi di lavoro e soprattutto grazie a Lorenzo e Mauro, con i quali ho condiviso questa esperienza nel "nostro" ufficio al DISAT.

Questa avventura, iniziata nel lontano Settembre 2012, non sarebbe stata possibile senza il supporto, l'amore e il sacrificio dei miei genitori, mamma e papà, che mi hanno permesso di raggiungere questo traguardo. Credo che una delle cose più difficili per un genitore sia lasciare che i propri figli scelgano autonomamente la propria strada, anche se questo vuol dire separarsi e vivere a centinaia di chilometri di distanza. Il vostro altruismo e il vostro coraggio mi ha permesso non solo di ottenere questo titolo di studio, ma anche e soprattutto di crescere ed aver fatto un'esperienza magnifica qui a Torino. Questo importante risultato, oggi, lo dedico a voi. Grazie di tutto.

Grazie ad Aurora, la mia sorellina, che mi è stata in questi anni sempre vicina e mi ha incoraggiato e mostrato tutto il suo supporto in ogni situazione. Sono passati tanti anni da quando giocavamo insieme a "Final Fantasy", mentre adesso anche tu hai iniziato un'avventura, che ti auguro sarà magnifica ed entusiasmante, qui al Poli. Spero di essere capace di mostrarti la stessa vicinanza e lo stesso supporto che tu sei stata capace di avere nei miei confronti. Ti voglio bene sorellina!

Grazie a Silvia, la mia ragazza, la mia roccia, la mia migliore amica. Abbiamo trascorso questi anni tra mille difficoltà, distanti 1389 Km, ma sempre convinti che ne sarebbe valsa la pena. Grazie per essere rimasta al mio fianco quando decisi di trasferirmi a Torino, molti sarebbero andati via, mentre tu hai deciso di rimanere e incoraggiarmi nell'intraprendere questa avventura. Grazie per avermi aiutato, supportato in ogni situazione e soprattutto sopportato in questi anni. Questa laurea oggi l'ho ottenuta anche grazie alla tua vicinanza e al tuo amore.

Ai miei amici di sempre, Lorenzo e Roberto; la nostra amicizia va avanti ormai da quando eravamo dei ragazzini che il sabato andavano a guardare le partite di calcio a Santa Marina e che passavano i pomeriggi a giocare a PES. Il vostro affetto e la vostra amicizia è stata fondamentale in questi anni, e mi ha permesso oggi di raggiungere questo incredibile traguardo.

Un grazie di cuore anche ad Antonino, un ottimo amico su cui ho sempre potuto contare in questi ultimi anni, a cui va il mio grazie per i consigli e le innumerevoli serate ed esperienze trascorse insieme.

Grazie ai miei coinquilini, Massimiliano, Valerio e Federico, con i quali ho vissuto in questi anni "Torinesi" e che mi hanno mostrato sempre il loro sostegno, il loro aiuto e soprattutto la loro amicizia.

Un ringraziamento ai miei compagni di avventura, i miei colleghi, con cui ho condiviso le soddisfazioni e le difficoltà affrontate in questi anni. Rimarranno indelebili nella mia memoria, le lunghe giornate trascorse nella Caserma in via D'Asti, le decine di esami preparati e soprattutto le serate trascorse insieme in questi anni.

Vorrei dedicare un pensiero anche a due persone che, in maniera diversa, hanno stimolato in me la curiosità e l'interesse verso le materie di carattere scientifico, fattore decisivo che mi ha portato, sei anni fa, a scegliere di iniziare questo lungo percorso di studi al Politecnico. Ringrazio Cinzia, che con le sue spiegazioni e i suoi consigli davanti al camino di casa, mi ha permesso di scoprire la bellezza e il fascino della matematica e della fisica. Ringrazio di cuore anche il Professor Schepis, un grande insegnante ma anche e soprattutto un grande uomo; non dimenticherò mai le parole che disse a me e ai miei compagni di classe del liceo, il primo giorno in cui venne nella nostra aula: "Puntate sempre in alto, al massimo. Ci sarà sempre modo e tempo, in futuro, per abbassare eventualmente la mira." Quelle parole risuonano ancora molto forti in me e sono state un grande stimolo ed aiuto nel momento in cui decisi di trasferirmi a Torino.

Torino, una città fantastica, a cui è impossibile non dedicare anche solo una riga in questi ringraziamenti. Quando partii dalla mia piccola e amata Milazzo, mai avrei immaginato di riuscire a trascorrere in questa città degli anni così intensi e fantastici, che mi portano adesso a considerare la "mia Torino", la mia seconda casa.

Grazie di cuore a tutti, vi voglio bene!