

POLITECNICO DI TORINO

Collegio di Ingegneria Chimica e dei Materiali

**Corso di Laurea Magistrale
in Ingegneria Chimica e dei Processi Sostenibili**

Tesi di Laurea Magistrale

Valutazione tecnico-ambientale ed economica della digestione
anaerobica in ottica di Economia Circolare



Relatori:

Prof.ssa Francesca Demichelis

Prof. Fabio Alessandro Deorsola

Candidato:

Alessandro Colotti

Luglio 2025

Abstract

La crescita demografica ha portato negli ultimi anni ad un incremento della frazione organica dei rifiuti solidi urbani (FORSU) prodotta globalmente, di conseguenza sono diventati fondamentali sistemi di gestione con valorizzazione, in quanto lo smaltimento porta a ingenti impatti sull'ambiente per via dell'emissione di CH_4 e percolato ed economici. Inoltre, negli ultimi anni, l'urbanizzazione e la crescita demografica hanno portato a un incremento nella domanda di energia. Se si affrontasse il problema incrementando la produzione da fonti fossili, si avrebbe un ulteriore aumento dei gas a effetto clima alternate in atmosfera, nonché l'esaurimento delle fonti fossili rimaste. Quindi, è evidente la necessità di trovare soluzioni alternative per coprire tale domanda di energia crescente e per la gestione dei rifiuti urbani.

La soluzione proposta dal presente lavoro riguarda la conversione di 100 t/d di FORSU in energia e fertilizzante attraverso il processo di digestione anaerobica. La tesi si basa sullo studio di impatto ambientale, mediante la metodologia del Life Cycle Assessment (LCA) in accordo con la ISO 14040-44:2006 e di profittabilità economica, mediante un'analisi costi-benefici.

Lo studio ha considerato tre regimi termici di digestione anaerobica (psicrofilia, mesofilia e termofilia) e successivo utilizzo del biogas prodotto in unità CHP o convogliato a sistemi di upgrading con PSA e MDEA. Il digestato prodotto è stato ulteriormente convertito in prodotti a valore aggiunto quali: compost (mediante processo aerobico), biochar (mediante pirolisi lenta) e struvite (mediante il processo di precipitazione). Gli scenari studiati sono un totale di 9 (MDEA+ compostaggio, PSA + compostaggio, MDEA + pirolisi, PSA + pirolisi, MDEA + produzione di struvite, PSA + produzione di struvite, CHP + digestato)

Nel dettaglio, il lavoro si è articolato in tre fasi. La prima fase di dimensionamento dell'impianto, in cui per ciascuno dei tre regimi termici della digestione, si sono progettate tutte le unità costituenti gli scenari considerati, alla luce delle condizioni operative assunte tramite una preliminare ricerca bibliografica.

La seconda fase è costituita dall'analisi degli impatti ambientali per ciascuno scenario analizzato, mediante il software Sima Pro® e il metodo ReCiPe Midpoint 2016 (H) e considerando quattro categorie d'impatto principali.

La terza fase ha riguardato la stima dei costi capitali, operativi e dei guadagni per ogni scenario impiantistico, da cui si sono stimati il Net Present Value e il Payback Period.

I risultati ottenuti evidenziano come non sia opportuno né ambientalmente né economicamente svolgere una digestione psicrofila. Si osservano miglioramenti innalzando la temperatura della digestione e valorizzando il digestato tramite pirolisi. In regime termofilo, lo scenario in cui si alimenta il biogas direttamente in unità CHP risulta poco impattante a livello ambientale ma con un Payback Period sopra 20 anni. Invece, con uno scenario PSA+ pirolisi, si otterrebbe un impianto economicamente sostenibile ma con limiti ambientali. In definitiva, le migliori performance ambientali ed economiche si ottengono implementando una digestione termofila e combinando Upgrading con MDEA e pirolisi.

Indice

1. Introduzione	2
2. Descrizione teorica dei processi studiati	8
2.1 Sezione di stoccaggio	8
2.2 Pretrattamenti	8
2.3 Digestione anaerobica	8
2.4 Biogas in un'unità di cogenerazione	11
2.5 Upgrading del biogas	12
2.5.1 Deumidificazione	12
2.5.2 Rimozione dell' H_2S	12
2.5.3 Rimozione della CO_2 – assorbimento con ammina	13
2.5.4 Rimozione della CO_2 – PSA	21
2.6. Conversione con valore del digestato	22
2.6.1 Compostaggio	22
2.6.2 Pirolisi e unità CHP	24
2.6.3 Produzione di struvite	26
3. Materiali e metodi	28
3.1 Progettazione sezione di stoccaggio	28
3.2 Progettazione dei pretrattamenti	29
3.3 Progettazione del digestore anaerobico	31
3.4 Progettazione dell'unità CHP	37
3.5 Progettazione Upgrading	39
3.5.1 Progettazione dell'unità di deumidificazione	39
3.5.2 Progettazione dell'unità di rimozione H_2S	49
3.5.3 Progettazione dell'unità di rimozione della CO_2 utilizzando MDEA	53
3.5.4 Progettazione dell'unità di rimozione della CO_2 – PSA	67
3.6 Progettazione processi di conversione del digestato	72
3.6.1 Progettazione unità di compostaggio	72
3.6.2 Progettazione dell'unità di pirolisi	81
3.6.3 Progettazione dell'unità CHP alimentata con pyrogas	89
3.6.4 Progettazione dell'unità di produzione della struvite	91
4. LCA	108
4.1 Goal and scope	109

4.2 Life Cycle Inventory (LCI)	109
4.3 Risultati (Elaborazione Sima Pro)	140
5. Analisi economica	187
5.1 Descrizione del metodo	187
5.1.1 Stima dei costi capitali	187
5.1.2 Stima dei costi operativi	195
5.1.3 Stima dei Guadagni	198
5.1.4 Net Present Value e Payback Period	199
5.2 Risultati dell'analisi economica	200
6. Discussione e confronto risultati	232
7. Riepilogo dei risultati e conclusioni	238
8. Bibliografia e sitografia	242

Lista dei simboli

J_A : Flusso di CO_2

C_A : Concentrazione della CO_2

C_{Aii} : Concentrazione della CO_2 all'interfaccia nel lato liquido

C_{Albulk} : Concentrazione della CO_2 nel bulk del liquido

D_A : Diffusività della CO_2

δ : Spessore del film fittizio

E_A : Fattore di amplificazione per via dell'avvenimento della reazione chimica nel liquido.

J_B : Flusso di MDEA

C_{Ai} : Concentrazione della CO_2 in un punto del liquido

C_{Bi} : Concentrazione di MDEA in un punto del liquido

k : Costante cinetica della reazione di assorbimento

D_B : Diffusività della MDEA

K_G : Coefficiente globale di scambio

k_g : Coefficiente di trasporto di materia lato gas

k_l : Coefficiente di trasporto di materia lato liquido

R_A : Velocità di conversione della CO_2

R_B : Velocità di conversione della MDEA.

R : Costante universale dei gas perfetti

p_{Agi} : Pressione parziale della CO_2 dal lato del gas all'interfaccia con il liquido

p_{Agbulk} : Pressione parziale della CO_2 nel bulk del gas

ρ : Densità

\dot{m} : Portata massica

\dot{V} : Portata volumica

CE: Consumi elettrici

CT: Consumi termici

P : Potenza utilizzata

Q : Portata termica

PT: Potenza termica prodotta

PE: Potenza elettrica prodotta

Lista delle figure

- Figura 1.1 Settori maggiormente impattanti sulle emissioni di gas serra
- Figura 1.2 Schema generale degli scenari considerati
- Figura 2.1 Schema del processo chimico di digestione anaerobica
- Figura 2.2 Rappresentazione dei profili di concentrazione di A nel caso di assenza di reazione chimica
- Figura 2.3 Rappresentazione dei bilanci di A e B su una fettina di film fittizio
- Figura 2.4 Confronto tra le forze spingenti delle colonne con flussi controcorrenti ed equicorrenti
- Figura 2.5 Unità PSA a 4 colonne
- Figura 3.1 Diagramma a blocchi della sezione di ricezione
- Figura 3.2 Diagramma a blocchi dei pretrattamenti della FORSU.
- Figura 3.3 Diagramma a blocchi della digestione anaerobica
- Figura 3.4 Diagramma a blocchi dell'unità CHP alimentata a biogas
- Figura 3.5 Struttura impiantistica dell'unità di deumidificazione
- Figura 3.6 Impostazione delle caratteristiche della portata di biogas entrante nello scambiatore su Aspen Plus
- Figura 3.7 Impostazione della temperatura di uscita dallo scambiatore di calore nella sezione "setup" di Aspen Plus
- Figura 3.8 Impostazione della "sensitivity" su Aspen Plus al fine di ottenere la portata obiettivo di acqua raffreddante
- Figura 3.9 Risultato della "sensitivity" sottoforma di portata d'acqua da alimentare al processo
- Figura 3.10 Impostazione della sezione "Specification" dell'analisi "Design" su Aspen Plus
- Figura 3.11 Inserimento del range esplorativo di portate nella sezione "Vary" dell'analisi "Design" su Aspen Plus
- Figura 3.12 Risultato dell'analisi "Design" su Aspen Plus che fornisce il valore esatto della portata d'acqua da alimentare
- Figura 3.13 Diagramma a blocchi dell'unità di deumidificazione del Biogas
- Figura 3.14 Diagramma a blocchi della sezione di rimozione dell'H₂S.
- Figura 3.15 Diagramma a blocchi dell'unità di rimozione della CO₂ tramite assorbimento con MDEA
- Figura 3.16 Diagramma a blocchi dell'unità di rimozione della CO₂ tramite adsorbimento con tecnologia PSA
- Figura 3.17 Diagramma a blocchi dell'unità di compostaggio
- Figura 3.18 Diagramma a blocchi dell'unità di pirolisi del digestato
- Figura 3.19 Diagramma a blocchi dell'unità CHP alimentata con il gas di pirolisi
- Figura 3.20 Diagramma a blocchi dell'unità di produzione della struvite
- Figura 4.1 Schema concettuale delle diverse fasi della Life Cycle Assessment
- Figura 4.2 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA+COMP psicrofilo
- Figura 4.3 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA+COMP mesofilo
- Figura 4.4 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA+COMP termofilo

Figura 4.5 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA+COMP psicrofilo

Figura 4.6 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA+COMP mesofilo

Figura 4.7 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA+COMP termofilo

Figura 4.8 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA+PIRO psicrofilo

Figura 4.9 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA+PIRO mesofilo

Figura 4.10 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA+PIRO termofilo

Figura 4.11 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA+PIRO psicrofilo

Figura 4.12 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA+ PIRO mesofilo

Figura 4.13 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA+PIRO termofilo

Figura 4.14 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA+STRUVITE psicrofilo

Figura 4.15 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA+STRUVITE mesofilo

Figura 4.16 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA+STRUVITE termofilo

Figura 4.17 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA+STRUVITE psicrofilo

Figura 4.18 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA+STRUVITE mesofilo

Figura 4.19 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA+STRUVITE termofilo

Figura 4.20 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario CHP+DIG psicrofilo

Figura 4.21 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario CHP+DIG mesofilo

Figura 4.22 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario CHP+DIG termofilo

Figura 5.1 Identificazione del Payback Period per i diversi scenari con digestione anaerobica psicrofila

Figura 5.2 Identificazione del Payback Period per i diversi scenari con digestione anaerobica mesofila

Figura 5.3 Identificazione del Payback Period per i diversi scenari con digestione anaerobica termofila

Figura 5.4 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA+COMP con digestione anaerobica psicrofila

Figura 5.5 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA+COMP con digestione anaerobica mesofila

Figura 5.6 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA+COMP con digestione anaerobica termofila

Figura 5.7 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA+COMP con digestione anaerobica psicrofila

Figura 5.8 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA+COMP con digestione anaerobica mesofila

Figura 5.9 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA+COMP con digestione anaerobica termofila

Figura 5.10 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA+PIRO con digestione anaerobica psicrofila

Figura 5.11 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA+PIRO con digestione anaerobica mesofila

Figura 5.12 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA+PIRO con digestione anaerobica termofila

Figura 5.13 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA+PIRO con digestione anaerobica psicrofila

Figura 5.14 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA+PIRO con digestione anaerobica mesofila

Figura 5.15 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA+PIRO con digestione anaerobica termofila

Figura 5.16 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA+STRUVITE con digestione anaerobica psicrofila

Figura 5.17 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA+STRUVITE con digestione anaerobica mesofila

Figura 5.18 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA+STRUVITE con digestione anaerobica termofila

Figura 5.19 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA+STRUVITE con digestione anaerobica psicrofila

Figura 5.20 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA+STRUVITE con digestione anaerobica mesofila

Figura 5.21 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA+STRUVITE con digestione anaerobica termofila

Figura 5.22 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario CHP+DIG con digestione anaerobica psicrofila

Figura 5.23 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario CHP+DIG con digestione anaerobica mesofila

Figura 5.24 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario CHP+DIG con digestione anaerobica termofila

Lista delle tabelle

Tabella 3.1 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di digestione anaerobica

Tabella 3.2 Composizione del biogas

Tabella 3.3 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di digestione CHP alimentata dal biogas

Tabella 3.4 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di deumidificazione del biogas

Tabella 3.5 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di rimozione dell'H₂S del biogas

Tabella 3.6 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di assorbimento della CO₂ con MDEA

Tabella 3.7 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di adsorbimento della CO₂ tramite tecnologia PSA

Tabella 3.8 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di compostaggio

Tabella 3.9 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di pirolisi del digestato

Tabella 3.10 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità CHP alimentata da gas di pirolisi

Tabella 3.11 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di produzione della struvite

Tabella 4.1 Dati d'inventario relativi allo sfruttamento del biogas in un'unità CHP nel caso di digestione psicofila

Tabella 4.2 Dati d'inventario relativi all'upgrading del biogas a biometano con le alternative di assorbimento con MDEA o tecnologia PSA nel caso di digestione psicofila

Tabella 4.3 Dati d'inventario relativi alla conversione con valore del digestato tramite compostaggio nel caso di digestione psicofila

Tabella 4.4 Dati d'inventario relativi alla conversione con valore del digestato mediante pirolisi nel caso di digestione psicofila

Tabella 4.5 Dati d'inventario relativi alla conversione con valore del digestato mediante produzione di struvite nel caso di digestione psicofila

Tabella 4.6 Dati d'inventario relativi allo sfruttamento del biogas in un'unità CHP nel caso di digestione mesofila

Tabella 4.7 Dati d'inventario relativi all'upgrading del biogas a biometano con le alternative di assorbimento con MDEA o tecnologia PSA nel caso di digestione mesofila

Tabella 4.8 Dati d'inventario relativi alla conversione con valore del digestato tramite compostaggio nel caso di digestione mesofila

Tabella 4.9 Dati d'inventario relativi alla conversione con valore del digestato mediante pirolisi nel caso di digestione mesofila

Tabella 4.10 Dati d'inventario relativi alla conversione con valore del digestato mediante produzione di struvite nel caso di digestione mesofila

Tabella 4.11 Dati d'inventario relativi allo sfruttamento del biogas in un'unità CHP nel caso di digestione termofila

Tabella 4.12 Dati d'inventario relativi all'upgrading del biogas a biometano con le alternative di assorbimento con MDEA o tecnologia PSA nel caso di digestione termofila

Tabella 4.13 Dati d'inventario relativi alla conversione con valore del digestato tramite compostaggio nel caso di digestione termofila

Tabella 4.14 Dati d'inventario relativi alla conversione con valore del digestato mediante pirolisi nel caso di digestione termofila

Tabella 4.15 Dati d'inventario relativi alla conversione con valore del digestato mediante produzione di struvite nel caso di digestione termofila.

Tabella 4.16 Impatti ambientali dello scenario MDEA+COMP

Tabella 4.17 Contributo di upgrading e produzione di compost sugli impatti ambientali per lo scenario MDEA+COMP

Tabella 4.18 Impatti ambientali dello scenario PSA+COMP

Tabella 4.19 Impatti ambientali dello scenario MDEA+PIRO

Tabella 4.20 Impatti ambientali dello scenario PSA+PIRO

Tabella 4.21 Impatti ambientali dello scenario MDEA + struvite

Tabella 4.22 Impatti ambientali dello scenario PSA + struvite

Tabella 4.23 Impatti ambientali dello scenario CHP + DIG

Tabella 4.24 Confronto tra gli impatti ambientali di diversi scenari impiantistici basati su una digestione anaerobica psicofila

Tabella 4.25 Confronto tra gli impatti ambientali di diversi scenari impiantistici basati su una digestione anaerobica mesofila

Tabella 4.26 Confronto tra gli impatti ambientali di diversi scenari impiantistici basati su una digestione anaerobica termofila

Tabella 4.27 Impatti sulla categoria "climate change" per lo scenario MDEA+COMP

Tabella 4.28a e 4.28b Contributi delle varie unità sulla categoria "climate change" per lo scenario MDEA+COMP psicofilo, allocati al biogas per la tabella 4.28a (sx) e al digestato per la tabella 4.29b (dx)

Tabella 4.29a e 4.29b Contributi delle varie unità sulla categoria "climate change" per lo scenario MDEA + COMP mesofilo, allocati al biogas per la tabella 4.29a (sx) e al digestato per la tabella 4.29b (dx)

Tabella 4.30a e 4.30b Contributi delle varie unità sulla categoria "climate change" per lo scenario MDEA+COMP termofilo, allocati al biogas per la tabella 4.30a (sx) e al digestato per la tabella 4.29b (dx)

Tabella 4.31 Impatti sulla categoria "climate change" per lo scenario PSA+COMP

Tabella 4.32a e 4.32b Contributo delle varie unità sulla categoria "climate change" per lo scenario PSA+COMP psicofilo, allocati al biogas per la tabella 4.32a (sx) e al digestato per la tabella 4.32b (dx)

Tabella 4.33a e 4.33b Contributo delle varie unità sulla categoria "climate change" per lo scenario PSA+COMP mesofilo, allocati al biogas per la tabella 4.33a (sx) e al digestato per la tabella 4.33b (dx)

Tabella 4.34a e 4.34b Contributo delle varie unità sulla categoria "climate change" per lo scenario PSA+COMP termofilo, allocati al biogas per la tabella 4.34a (sx) e al digestato per la tabella 4.34b (dx)

Tabella 4.35 Impatti sulla categoria "climate change" per lo scenario MDEA+PIRO

Tabella 4.36a e 4.36b Contributo delle varie unità sulla categoria "climate change" per lo scenario MDEA+PIRO psicofilo, allocati al biogas per la tabella 4.36a (sx) e al digestato per la tabella 4.36b (dx)

Tabella 4.37a e 4.37b Contributo delle varie unità sulla categoria "climate change" per lo scenario MDEA+PIRO mesofilo, allocati al biogas per la tabella 4.37 a (sx) e al digestato per la tabella 4.37b (dx)

Tabella 4.38a e 4.38b Contributo delle varie unità sulla categoria “climate change” per lo scenario MDEA+PIRO termofilo, allocati al biogas per la tabella 4.38a (sx) e al digestato per la tabella 4.38b (dx)

Tabella 4.39 Impatti sulla categoria “climate change” per lo scenario PSA+PIRO

Tabella 4.40a e 4.40b Contributo delle varie unità sulla categoria “climate change” per lo scenario PSA+PIRO psicrofilo, allocati al biogas per la tabella 4.40a (sx) e al digestato per la tabella 4.40b (dx)

Tabella 4.41a e 4.41b Contributo delle varie unità sulla categoria “climate change” per lo scenario PSA+PIRO mesofilo, allocati al biogas per la tabella 4.41a (sx) e al digestato per la tabella 4.41b (dx)

Tabella 4.42a e 4.42b Contributo delle varie unità sulla categoria “climate change” per lo scenario PSA+PIRO termofilo, allocati al biogas per la tabella 4.42a (sx) e al digestato per la tabella 4.42b (dx)

Tabella 4.43 Impatti sulla categoria “climate change” per lo scenario MDEA+STRUVITE

Tabella 4.44a e 4.44b Contributo delle varie unità sulla categoria “climate change” per lo scenario MDEA+STRUVITE psicrofilo, allocati al biogas per la tabella 4.44a (sx) e al digestato per la tabella 4.44b (dx)

Tabella 4.45a e 4.45b Contributi delle varie unità sulla categoria “climate change” per lo scenario MDEA+STRUVITE mesofilo, allocati al biogas per la tabella 4.45a (sx) e al digestato per la tabella 4.45b (dx)

Tabella 4.46a e 4.46b Contributi delle varie unità sulla categoria “climate change” per lo scenario MDEA+STRUVITE termofilo, allocati al biogas per la tabella 4.46a (sx) e al digestato per la tabella 4.46b (dx)

Tabella 4.47 Impatti sulla categoria “climate change” per lo scenario PSA+STRUVITE

Tabella 4.48a e 4.48b Contributi delle varie unità sulla categoria “climate change” per lo scenario PSA+STRUVITE psicrofilo, allocati al biogas per la tabella 4.48a (sx) e al digestato per la tabella 4.48b (dx)

Tabella 4.49a e 4.49b Contributi delle varie unità sulla categoria “climate change” per lo scenario PSA+STRUVITE mesofilo, allocati al biogas per la tabella 4.49a (sx) e al digestato per la tabella 4.49b (dx)

Tabella 4.50a e 4.50b Contributi delle varie unità sulla categoria “climate change” per lo scenario PSA+STRUVITE termofilo, allocati al biogas per la tabella 4.50a (sx) e al digestato per la tabella 4.50b (dx)

Tabella 4.51 Impatti sulla categoria “climate change” per lo scenario CHP+DIG

Tabella 4.52 Contributi delle varie unità sulla categoria “climate change” per lo scenario CHP+DIG psicrofilo

Tabella 4.53 Contributi delle varie unità sulla categoria “climate change” per lo scenario CHP+DIG mesofilo

Tabella 4.54 Contributi delle varie unità sulla categoria “climate change” per lo scenario CHP+DIG termofilo

Tabella 5.1 Parametri necessari per il calcolo del C_p^0

Tabella 5.2 Costi per unità di massa o di volume delle materie prime

Tabella 5.3 Numero di operatori che coprono i tre turni lavorativi ogni giorno

Tabella 5.4 Costi per unità di massa o di volume delle utilities e delle materie prime necessari al calcolo dei costi operativi.

Tabella 5.5 Costi di smaltimento per unità di massa necessari al calcolo dei costi operativi

Tabella 5.6 Formule per il calcolo di ogni categoria di costi operativi e del totale dei costi operativi

Tabella 5.7 Prezzi di vendita per unità di massa o di energia dei prodotti dell'impianto al fine di calcolare i guadagni

Tabella 5.8 CAPEX, OPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni scenario di digestione anaerobica psicrofila

Tabella 5.9 CAPEX, OPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni scenario di digestione anaerobica mesofila

Tabella 5.10 CAPEX, OPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni scenario di digestione anaerobica termofila

Tabella 5.11 Net Present Value e Payback Period per i diversi scenari di digestione psicrofila

Tabella 5.12 Net Present Value e Payback Period per i diversi scenari con digestione mesofila

Tabella 5.13 Net Present Value e Payback Period per I diversi scenari con digestione termofila

Tabella 5.14 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario MDEA+COMP psicrofilo

Tabella 5.15 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario MDEA+COMP mesofilo

Tabella 5.16 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario MDEA+COMP termofilo

Tabella 5.17 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario PSA+COMP psicrofilo

Tabella 5.18 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario PSA+COMP mesofilo

Tabella 5.19 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario PSA+COMP termofilo

Tabella 5.20 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario MDEA+PIRO psicrofilo

Tabella 5.21 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario MDEA+PIRO mesofilo

Tabella 5.22 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario MDEA+PIRO termofilo

Tabella 5.23 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario PSA+PIRO psicrofilo

Tabella 5.24 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario PSA+PIRO mesofilo

Tabella 5.25 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario PSA+PIRO termofilo

Tabella 5.26 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario MDEA+STRUVITE psicrofilo

Tabella 5.27 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario MDEA+STRUVITE mesofilo

Tabella 5.28 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario MDEA+STRUVITE termofilo

Tabella 5.29 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario PSA+STRUVITE psicrofilo

Tabella 5.30 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario PSA+STRUVITE mesofilo

Tabella 5.31 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario PSA+STRUVITE termofilo

Tabella 5.32 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario CHP+DIG psicrofilo

Tabella 5.33 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario CHP+DIG mesofilo

Tabella 5.34 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario CHP+DIG termofilo

Tabella 7.1 Risultati delle analisi ambientale ed economica per i diversi scenari con digestione anaerobica psicrofila

Tabella 7.2 Risultati delle analisi ambientale ed economica per i diversi scenari con digestione anaerobica mesofila

Tabella 7.3 Risultati delle analisi ambientale ed economica per i diversi scenari con digestione anaerobica termofila

Lista degli acronimi

PSA: Pressure Swing Adsorption

MDEA: Metildietanolammina

MDEA+COMP: Scenario in cui il biogas è convertito in biometano tramite assorbimento con soluzione di Monodietanolammina e il digestato è convertito in compost.

PSA+COMP: Scenario in cui il biogas è convertito in biometano tramite adsorbimento su Zeolite (tecnologia Pressure Swing Adsorption) e il digestato è convertito in compost.

MDEA+PIRO: Scenario in cui il biogas è convertito in biometano tramite assorbimento con soluzione di Monodietanolammina e il digestato è convertito tramite pirolisi

PSA+PIRO: Scenario in cui il biogas è convertito in biometano tramite adsorbimento su Zeolite (tecnologia Pressure Swing Adsorption) e il digestato è convertito tramite pirolisi

MDEA+STRUVITE: Scenario in cui il biogas è convertito in biometano tramite assorbimento con soluzione di Monodietanolammina e il digestato è convertito tramite precipitazione struvitica

PSA+STRUVITE: Scenario in cui il biogas è convertito in biometano tramite adsorbimento su Zeolite (tecnologia Pressure Swing Adsorption) e il digestato è convertito tramite precipitazione struvitica.

CHP+DIG: Scenario in cui il biogas prodotto è alimentato ad un'unità di cogenerazione e il digestato è utilizzato direttamente come ammendante.

1.Introduzione

L'urbanizzazione e la crescita demografica hanno portato ad un incremento nella produzione della FORSU, ossia della frazione organica dei rifiuti solidi urbani (Livia Croella et al, 2024). Secondo CORDIS, l'Europa sta seguendo un incremento annuale di 96 milioni di tonnellate nella produzione di FORSU, per l'intero 2025 è attesa una produzione mondiale di 2,2 bilioni di rifiuti solidi, di cui una significativa percentuale sono organici (CORDIS-EU) Le possibilità per la gestione di questa grande quantità di FORSU sono due, il conferimento in discarica o la conversione con valore. La prima opzione genera ingenti problemi a livello ambientale. Infatti, la decomposizione della FORSU in discarica genera biogas, una miscela composta per circa il 60% da metano, il quale è un gas 25 volte più clima alterante della CO_2 , infatti assorbe le radiazioni infrarosse emesse dalla superficie del pianeta. Inoltre, si sviluppa nel corso della degradazione anche un percolato liquido, in cui sono presenti matrici biodegradabili, che può inquinare le falde e i corpi idrici ricettori. Per queste ragioni, negli ultimi anni la legislazione sta spingendo verso l'abbandono della pista del conferimento in discarica. Infatti, il Decreto Legislativo del 3 settembre 2020, n°121, impone dal 2030 il divieto di conferire in discarica rifiuti organici e altri rifiuti che possono essere riciclati o recuperati, a meno che il conferimento in discarica risulti la soluzione ambientalmente migliore (Gazzetta ufficiale della Repubblica Italiana). Di conseguenza occorre agire prevedendo la valorizzazione.

Il potenziale della FORSU è legato anche al contesto geopolitico attuale. Infatti, a motivo dell'esaurimento delle risorse fossili e del riscaldamento globale, negli ultimi anni si son sviluppate politiche volte ad incentivare la transizione energetica. A livello comunitario, nel 2019, l'European Green Deal" ha fissato gli obiettivi di utilizzare carburanti alternativi da quelli di origine fossile e della decarbonizzazione di tutti i settori, inoltre, nel 2021, il pacchetto "Fit for 55 Package" imponeva di ridurre del 55% le emissioni di gas serra entro il 2030 e sottolineava l'importanza del settore mobilità per la transizione energetica. Nel contesto Italiano, è del 2019 il "Piano Strategico Nazionale della Mobilità Sostenibile (PSNMS)" incentrato sul miglioramento della qualità dell'aria e sulla riduzione delle emissioni, seguito nel 2020 dal "Piano Nazionale Integrato per l'Energia e il Clima (PNIEC)", il quale ha illustrato le politiche che dovranno contribuire all'efficienza energetica per il settore trasporti, indicando tra queste l'importanza dell'utilizzo di carburanti alternativi. Nel 2022 ha seguito il "Piano per la transizione ecologica", trattante come temi chiave la decarbonizzazione e la riduzione di inquinamento e congestione urbana. Inoltre, negli ultimissimi anni, il conflitto tra Russia e Ucraina ha evidenziato quanto sia vulnerabile la sicurezza del sistema energetico europeo, questo vale specialmente per l'Italia, in quanto, il gas naturale costituisce circa il 40% dell'energy mix italiano e oltre il 90 % della domanda di gas naturale è coperto mediante importazioni da paesi come la Russia (L.Croella et al, 2024). Per questo motivo, l'Unione Europea sta insistendo nel voler ridurre la dipendenza del sistema energetico dal gas naturale, incrementando il proprio interesse nei confronti delle energie rinnovabili. La FORSU, se convertita opportunamente soddisfa l'esigenza di produrre energia elettrica e termica rinnovabili.

Inoltre, l'urbanizzazione e la crescita demografica hanno portato anche ad un incremento della richiesta di carburanti dal settore automotive, ciò porterebbe ad un ulteriore consumo delle fonti fossili e quindi ad un aumento delle emissioni di CO_2 connesse allo sfruttamento di queste fonti. Infatti, l'EIA ha dimostrato che a livello globale, le emissioni di CO_2 potrebbero aumentare del 34% fino al 2050 se affrontassimo crescita demografica e urbanizzazione consumando materiali derivanti da fonti fossili. Da un articolo dell'ISPRA trattante gli obiettivi per il 2030, si apprende che il settore più critico per quanto riguarda le emissioni di gas serra è il settore energia, con la fetta d'impatto maggiore legata al settore trasporti.

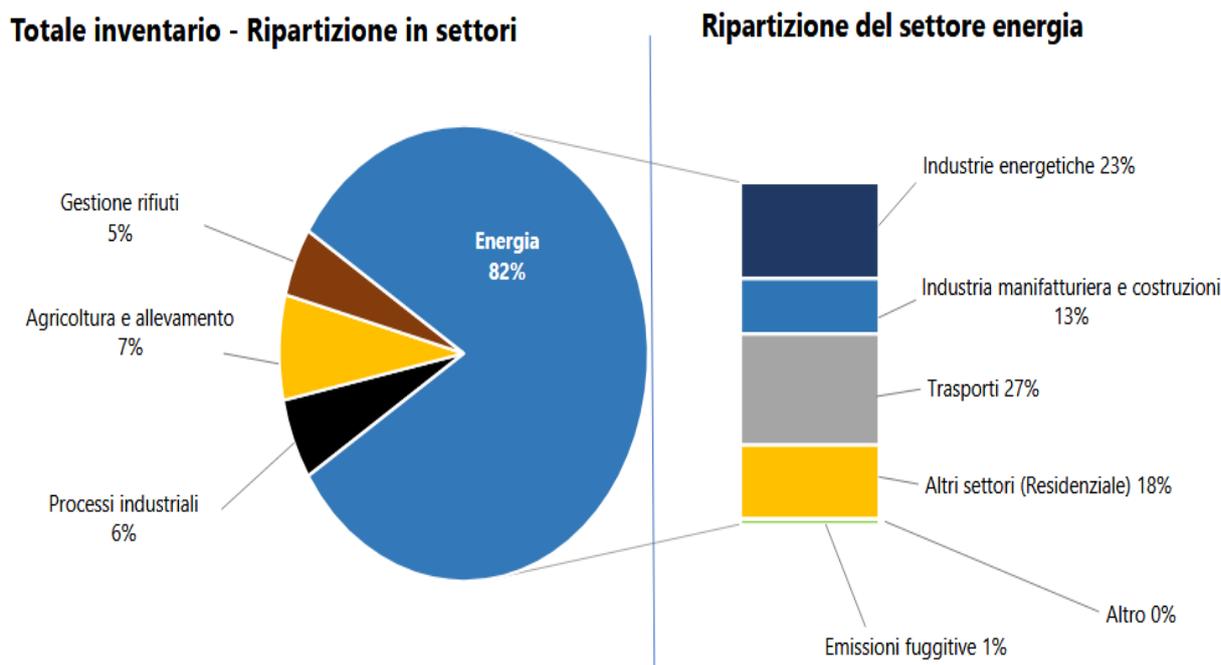


Figura 1.1 Settori maggiormente impattanti sulle emissioni di gas serra (ISPRA, 2024)

I biocarburanti costituiscono un'alternativa ai carburanti convenzionali derivati da fonti fossili, infatti, il loro utilizzo può consentire una riduzione nelle emissioni di gas clima alteranti, in quanto la CO_2 emessa all'utilizzo è biogenica, ossia la stessa che la biomassa di partenza aveva immagazzinato dall'atmosfera durante il ciclo naturale. Alcuni vantaggi che offrono sono: un'alta densità energetica permettendo quindi lo stoccaggio in serbatoi non molto grossi e complessi, ma soprattutto la compatibilità con i tradizionali motori a combustione interna, ciò li rende impiegabili già attualmente nella mobilità senza bisogno di dover affrontare un periodo transitorio per ripensare i sistemi motoristici (R.Raman et al, 2025). Quello appena descritto, la produzione di biocarburanti, è il secondo modo in cui può essere valorizzata la FORSU.

Tuttavia, vi sono alcuni problemi che limitano lo sviluppo di queste tecniche di conversione. Infatti, nonostante il potenziale della FORSU relativamente alla conversione in biocarburanti e la spinta data dai documenti ufficiali passati in rassegna precedentemente, fino al 2022 si trattava solo il 5,1 % dei rifiuti disponibili al fine di produrre biocarburante ed erano presenti impianti di trattamento in numero davvero limitato (L.Croella et al, 2024). Negli ultimi anni, il numero di impianti sta crescendo gradualmente, ma la crescita è limitata da disomogeneità nei risultati della raccolta differenziata tra nord e sud d'Italia, sebbene questa forchetta si stia

riducendo. Un secondo limite, ben più resistente, è la visione della FORSU da parte di cittadini e agende urbane come un agente con una forte pressione ambientale e sulla salute umana più che come una preziosa risorsa (CORDIS-EU).

Il presente lavoro si inserisce nell'ottica della valorizzazione della FORSU su scala industriale. Infatti, propone la progettazione di una bioraffineria basata sulla digestione anaerobica dei rifiuti in ingresso. Questo processo consente la produzione controllata di biogas e come sottoprodotto si genera il digestato. Il biogas si produce anche in discarica, tuttavia, una Bioraffineria permette di trattarlo e trasformarlo anziché disperderlo in ambiente causando problemi di alterazione climatica. Inoltre, in discarica, come sottoprodotto si ottiene in grandi quantità un liquido chiamato percolato di discarica contenente sostanza organica biodegradabile che potrebbe essere valorizzata, questo liquido non viene trattato opportunamente e quindi può inquinare falde e corpi idrici ricettori. Invece, tramite la digestione anaerobica, oltre al biogas, si genera un prodotto liquido chiamato digestato che può essere utilizzato direttamente come un ammendante oppure, attraverso dei processi di trattamento, può essere trasformato in prodotti come il compost, il biochar o la struvite.

Nel presente lavoro si sono analizzate varie tipologie di conversione. Una prima consiste nel trattamento del biogas in energia per la cogenerazione ai fini della produzione di energie termica ed elettrica sfruttando il digestato prodotto come ammendante. La seconda consiste nella conversione del biogas prodotto attraverso la digestione in biometano adatto ad essere utilizzato come biocarburante nel settore automotive. Nel contesto di questa seconda soluzione, la bioraffineria si compone di una linea di conversione dei digestati al fine di ottenere prodotti applicabili in campo agricolo, come adsorbenti o come vettori di energia elettrica e termica. In particolare, sono stati analizzate diverse configurazioni impiantistiche:

- Upgrading del biogas a biometano mediante assorbimento con soluzione amminica e digestato valorizzato con trasformazione in compost.
- Upgrading del biogas a biometano mediante adsorbimento PSA e digestato valorizzato con trasformazione in compost
- Upgrading del biogas a biometano mediante assorbimento con soluzione amminica e digestato valorizzato con trasformazione in biochar e pyrogas utilizzato come vettore di energia elettrica e termica
- Upgrading del biogas a biometano mediante adsorbimento PSA e digestato valorizzato con trasformazione in biochar e pyrogas utilizzato come vettore di energia elettrica e termica
- Upgrading del biogas a biometano mediante assorbimento con soluzione amminica e digestato valorizzato con trasformazione in struvite
- Upgrading del biogas a biometano mediante adsorbimento PSA e digestato valorizzato con trasformazione in struvite
- Biogas sfruttato direttamente in unità CHP per la produzione di energia termica ed elettrica e digestato utilizzato come ammendante.

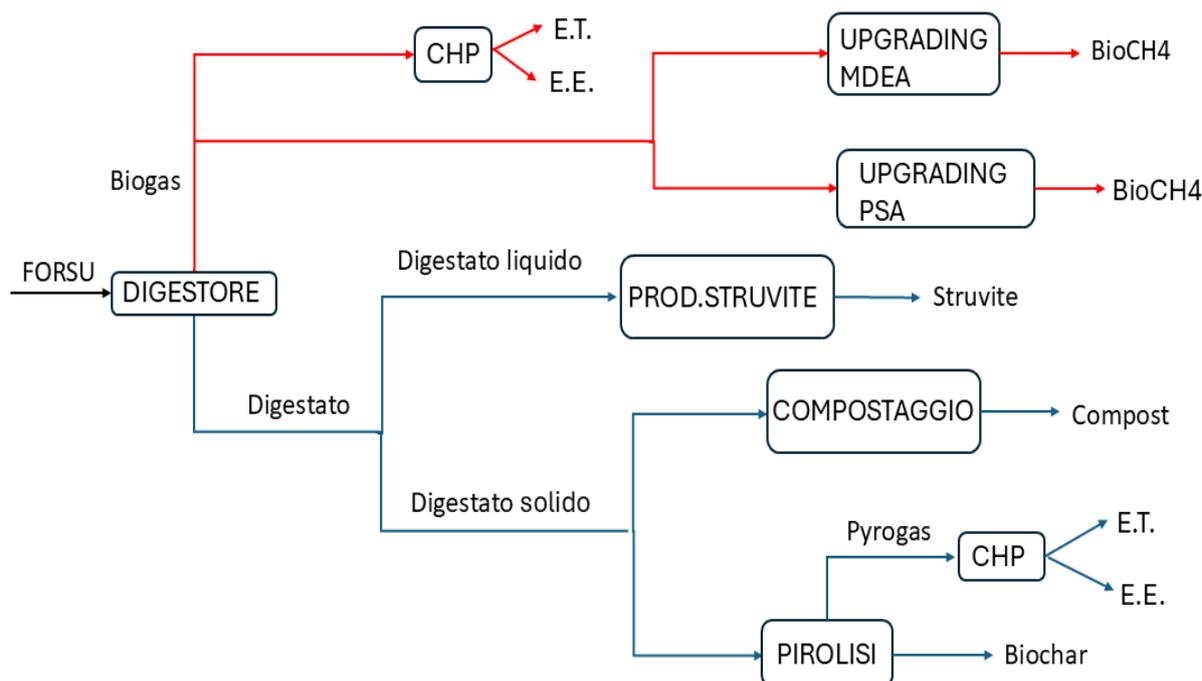


Figura 1.2 Schema generale degli scenari considerati

Queste soluzioni offrono la possibilità di produrre energia termica, elettrica o biocarburanti fornendo un'alternativa al consumo di fonti fossili. Far ciò potrebbe permettere di perseguire l'obiettivo della decarbonizzazione, in quanto, a differenza di un approvvigionamento fossile, utilizzando il carbonio presente nella FORSU, non se ne sfrutta di nuovo, bensì quello già presente nel ciclo naturale. Inoltre, utilizzare questo tipo di impianti potrebbe permettere di ridurre le emissioni di gas serra, infatti, il metano derivante dalla degradazione dei rifiuti viene utilizzato per produrre energia rinnovabile o biocarburanti, anziché disperso nell'ambiente come invece avverrebbe in discarica. Inoltre, si riduce la quantità di percolato prodotto evitando di inquinare falde e ricettori idrici e si ottiene digestato da poter valorizzare.

Nella fase iniziale del lavoro si è svolta un'ampia ricerca bibliografica per comprendere i problemi legati alla gestione della FORSU e i suoi orizzonti di valorizzazione. Sono stati indagati in maniera approfondita i processi di Bioraffineria, focalizzandosi sui processi chimici coinvolti e sulle condizioni operative utilizzate.

Nella seconda fase, si è svolta la progettazione delle diverse unità impiantistiche costituenti gli scenari analizzati, stimando le portate di tutte le materie prime in ingresso, le portate emesse in uscita, i consumi termici per il riscaldamento/raffreddamento e i consumi elettrici per gli step di pompaggio e compressione. Quest'attività di progettazione è stata eseguita per ogni scenario e per i tre regimi termici della digestione anaerobica, psicofilia, mesofilia e termofilia.

Nella terza fase, si è svolta una valutazione degli impatti ambientali del processo, selezionando alcune principali categorie d'impatto. Si è utilizzato il software Sima Pro, il quale calcola gli impatti ambientali per ogni scenario sulla base di dati in input forniti, ossia le materie prime in

ingresso, le emissioni e i prodotti in uscita, i consumi termici ed elettrici calcolati durante la fase di progetto. Inoltre, a completamento di questa fase del lavoro, è stata eseguita un'indagine dei risultati dati dal software, in modo da identificare le fasi, le utilities o le materie prime del processo più impattanti ambientalmente, su cui intervenire con futuri miglioramenti.

Nella quarta fase, si è svolta l'analisi della sostenibilità economica di ogni scenario considerato, stimando tutti i costi capitali, operativi e guadagni. Come principale indice di sostenibilità sono stati considerati il "Net Present Value", il quale dice se l'impianto sta generando un utile e il Payback Period, in modo da conoscere se entro la vita dell'impianto, di 20 anni, vi è un pareggio dell'investimento iniziale. Affinché uno scenario si possa considerare sostenibile economicamente, ci si aspetta un NPV > 0 k€ unito ad un "Payback Period" inferiore ai 20 anni.

In conclusione, si sono combinati i risultati dell'analisi ambientale e dell'analisi economica per ogni singolo scenario. Attraverso un indice colorato, sono stati indicati gli scenari impiantistici più virtuosi sia a livello ambientale che economico con un colore verde, in giallo gli scenari su cui è opportuno eseguire miglioramenti dal punto di vista ambientale o economico e in rosso gli scenari non pronti ad essere implementati né da un punto di vista ambientale né economico.

Utilizzando questo approccio di lavoro, si è raggiunto l'obiettivo del progetto di tesi, ovvero svolgere un'analisi di sostenibilità economica e ambientale di diversi scenari d'impianto, individuandone i meno impattanti ambientalmente e più sostenibili economicamente. Svolgere quest'analisi permette di ottenere dati oggettivi sulla base dei quali poter decidere quale tipo di configurazione impiantistica preferire, in modo da non considerare più la valorizzazione della FORSU solo come una potenziale opportunità, ma analizzandone la fattibilità industriale.

Inoltre, a differenza di altri articoli in letteratura, con cui verranno confrontati i risultati del presente lavoro, si analizza la digestione anaerobica e i suoi impatti ambientali ed economici con una visione più completa, infatti, non si confrontano solo le performance di diverse modalità di trattamento del biogas, ma si pone l'attenzione anche su diverse opzioni di valorizzazione del digestato. Confrontare solamente diverse opzioni di trattamento del biogas, non permette di ottenere un criterio decisionale per identificare la migliore configurazione dell'impianto, in quanto un'importante influenza sugli impatti è dovuta alla linea dei digestati e d'altro canto questi ultimi, se trattati adeguatamente, possono costituire un importante valore aggiunto. Infatti, solo effettuando un confronto degli impatti ambientali e della sostenibilità economica anche per le diverse vie di trattamento del digestato, si può ottenere un'indicazione completa di quali siano gli scenari impiantistici migliori da implementare industrialmente. Inoltre, in molti studi, vengono riportati i principali flussi di materia e consumi termici ed energetici direttamente in qualità di dati primari d'impianto, anziché come frutto di una chiara fase di progettazione. Il fatto che nel presente lavoro siano dettagliate le fasi e i calcoli di progetto può consentire di analizzare, con maggiore facilità, alcune possibili variazioni nelle condizioni operative e caratteristiche dell'impianto, al fine di valutare se tali modifiche portino miglioramenti su impatti ambientali ed economici.

2. Descrizione teorica dei processi studiati

In questo capitolo si descrivono le unità operative del processo di valorizzazione della FORSU.

2.1 Sezione di stoccaggio

I rifiuti vengono trasportati dai mezzi di raccolta nel reparto di ricezione costituito da una fossa interrata (Cecchi et al, 2005)

Si utilizza una sistema di ventilazione depressurizzando la fossa al fine di evitare fenomeni di degradazione precedenti all'unità di digestione.

2.2 Pretrattamenti

Attraverso apparecchiature apri-sacchi vengono aperti i contenitori di raccolta. Queste apparecchiature consentono di raggiungere l'obiettivo senza provocare una frantumazione troppo spinta dei rifiuti.

A questo punto si procede alla separazione di materiali che potrebbero comportare l'abrasione e l'usura delle apparecchiature di processo a valle.

Si procede attraverso il separatore magnetico per rimuovere i metalli ferrosi e attraverso il separatore a correnti indotte per rimuovere i metalli non ferrosi e successivamente si opera la rimozione di inerti e materie plastiche attraverso il vaglio a tamburo rotante.

Inoltre, occorre ridurre la pezzatura dei rifiuti sotto i 50 mm principalmente per massimizzare la superficie di contatto tra i microrganismi e il materiale da digerire, così da aumentare la resa del processo, ma anche per facilitare il lavoro delle apparecchiature che movimentano la miscela di rifiuti. A questo scopo si utilizza un trituratore.

Infine, si esegue un'omogeneizzazione della miscela da inviare al digestore regolandone l'umidità a seconda del tipo di digestione voluta, a secco, a semi-secco o a umido. Questa operazione di regolazione dell'umidità e di miscelazione è eseguita mediante un miscelatore. (Cecchi et al, 2005)

A questo punto è possibile inviare la miscela all'unità di digestione anaerobica.

2.3 Digestione anaerobica

Il processo di digestione anaerobica della frazione organica dei rifiuti solidi urbani ha come prodotti principali il biogas, miscela composta principalmente da metano, CO_2 e il digestato.

Il processo si svolge in quattro fasi:

1. Idrolisi: gruppi batterici degradano substrati organici complessi, ossia proteine, grassi e carboidrati, formando composti semplici quali amminoacidi, acidi grassi e monosaccaridi.
2. Acidogenesi: batteri fermentativi degradano zuccheri, amminoacidi e acidi grassi producendo acidi grassi volatili a catena corta e ammonio (Cecchi et al, 2005)

3. Acetogenesi: I batteri acetogeni trasformano i substrati formati nella precedente fase in acido acetico, acido formico, CO_2 e H_2 . In questa fase è importante la presenza di batteri metanigeni H_2 ossidanti, in questo modo, si mantiene la concentrazione di H_2 bassa e si garantisce la produzione di idrogeno per degradazione da acidi grassi (Cecchi et al, 2005)
4. Metanogenesi: è la fase conclusiva in cui si produce CH_4 . Vi sono due vie di produzione di CH_4 . La prima è la metanogenesi da parte dei batteri idrogenotrofi e la seconda è la decomposizione dell'acido acetico e dell'acido formico in metano e CO_2 . La seconda via è la principale, ciò nonostante, è importante il meccanismo idrogenotrofo perché, se fosse rallentato, si osserverebbe un incremento di H_2 e come conseguenza si avrebbe l'inibizione della produzione di metano (Cecchi et al, 2005).

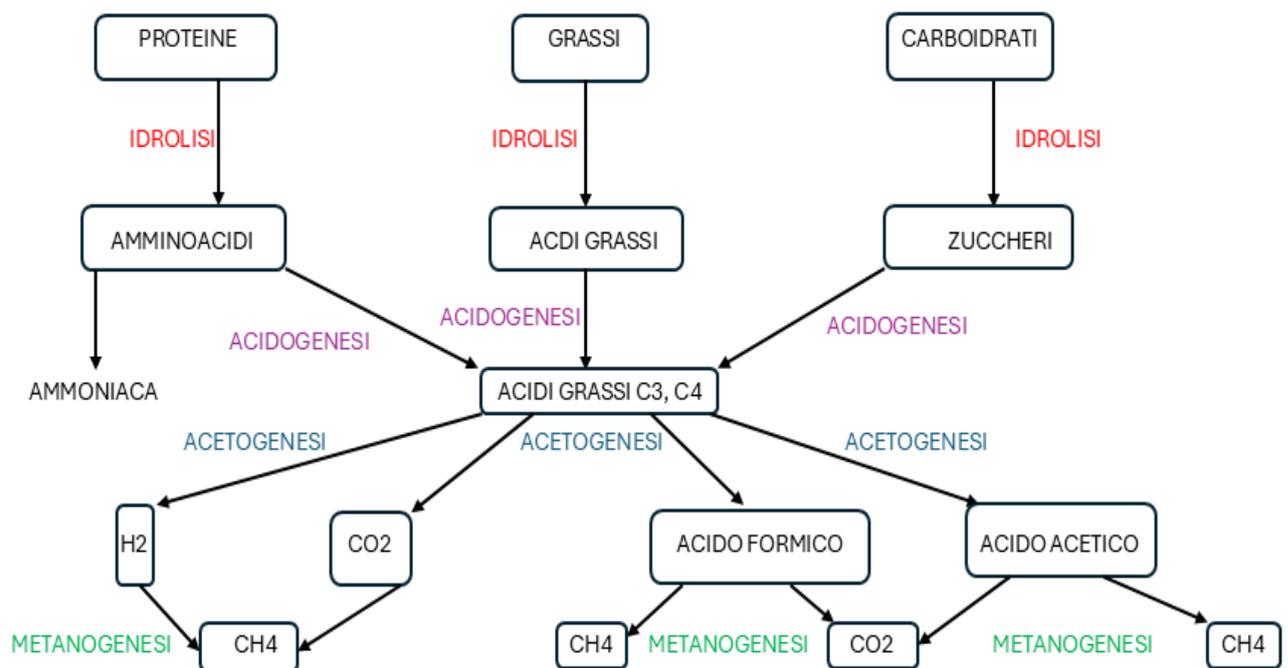


Figura 2.1 Schema del processo chimico di digestione anaerobica (Cecchi et al, 2015)

Descritto come avviene il processo, è bene definire alcuni parametri fondamentali nella gestione del reattore (Cecchi et al, 2005):

- TS: sono i solidi totali, rappresentano la somma della frazione organica e inerte del substrato.
- TSV: rappresentano la frazione organica del substrato, e vengono misurati sulla base della sostanza secca che volatilizza per combustione eseguita a 550°C.
- HRT: è il tempo medio di residenza idraulico e rappresenta idealmente il tempo di permanenza nel reattore di ogni elemento fluido. Si calcola attraverso il rapporto tra il volume del reattore e la portata alimentata.
- OLR: è il carico organico volumetrico del substrato, definisce la quantità di substrato entrante nel reattore per unità di volume del reattore e unità di tempo. Nel presente lavoro sarà calcolato sulla base del volume utile del reattore e quindi prendendo in considerazione il substrato volatile alimentato. L'unità di misura è $\frac{kgTVS}{m^3 \cdot d}$.
- SGP: è la quantità di biogas prodotta per massa di substrato volatile alimentato al reattore. L'unità di misura è $\frac{m^3 biogas}{kgTVS}$. Questo parametro dipende fortemente dalla biodegradabilità del substrato.

Un ulteriore aspetto importante per la gestione del reattore è la temperatura operativa. L'attività dei batteri aumenta all'aumentare della temperatura e quindi la produzione dei gas diventa più rapida, di conseguenza il materiale ha un tempo di ritenzione minore nel reattore (F. Reale et al, 2009). Infatti, l'HRT passa da circa 60 d in psicroflia, a range di 15-20 d in mesofilia, a 6-15 d in termofilia (Cecchi et al, 2005). Quindi, adottando temperature via via crescenti, vi è un incremento della cinetica e una maggiore produzione specifica di biogas (SGP), come è possibile osservare da valori di SGP presenti nel manuale di Cecchi et al., nonché una maggiore produzione di metano.

La miscela pretrattata è inviata al digestore anaerobico con un riscaldamento fino alla temperatura operativa della digestione.

Si considerano tre regimi operativi differenti (Cecchi et al, 2005)

- Regime psicrofilo: il digestore opera a temperatura ambiente e non è necessario alcun riscaldamento in ingresso, i tempi di permanenza nel reattore son piuttosto brevi, circa di 60 giorni.
- Regime mesofilo: il digestore opera alla temperatura di 35°C e quindi è necessario un riscaldamento della miscela di rifiuti entrante, si hanno tempi di permanenza medi, 15-20 giorni.
- Regime termofilo: il digestore opera ad alte temperature intorno ai 55°C e quindi è necessario un riscaldamento della miscela di rifiuti entrante, inoltre si considera un tempo di permanenza piuttosto breve, 6-15 giorni.

2.4 Biogas in unità di cogenerazione

Una prima possibilità è inviare il biogas ottenuto dalla digestione anaerobica in un'unità di cogenerazione producendo così energia elettrica ed energia termica

Il biogas è alimentato insieme ad aria comburente in un motore a scoppio, quest'ultimo è connesso ad un alternatore grazie al quale viene prodotta energia elettrica. Il motore a scoppio, nel suo funzionamento, produce calore soprattutto nei gas di scarico, questo calore può essere utilizzato tramite scambiatori sottoforma di energia termica.

Nel valutare la quantità di energia netta termica ed elettrica prodotta dal cogeneratore è necessario sottrarre dalle energie elettriche e termiche lorde prodotte, le spese richieste per il funzionamento del cogeneratore stesso. Si adotta questo accorgimento tramite le efficienze termiche ed elettriche dell'unità CHP presenti in letteratura (CPL CONCORDIA)

L'energia elettrica netta prodotta dall'unità CHP può essere utilizzata per coprire le spese energetiche al digestore e l'eventuale surplus rimanente può essere venduto nella rete elettrica, anche l'energia termica recuperata netta è utilizzata per coprire il fabbisogno termico al digestore e l'eventuale surplus può essere inviato alla rete di teleriscaldamento.

Infine, è necessario considerare le emissioni di CO_2 fossile dovute ad una piccola alimentazione di combustibile fossile al fine di assicurare un'elevata produttività dell'impianto.

2.5 Upgrading del biogas

L'upgrading è la seconda strada da poter percorrere per valorizzare il biogas uscente dalla digestione anaerobica e consiste nella serie di trattamenti che portano a convertire il biogas in biometano, un prodotto costituito da una purezza in metano di almeno il 95 %_{wt}.

Nel processo di upgrading è fondamentale rimuovere gli altri agenti chimici presenti nel biogas quali l' H_2O , l' H_2S e la CO_2 .

Una volta raggiunto tale obiettivo, è possibile utilizzare il biometano immettendolo nella rete dei metanodotti oppure come carburante per l'autotrazione, al fine di alimentare i veicoli a motore come automobili o mezzi pesanti.

2.5.1 Deumidificazione

Al fine di eseguire l'upgrading, occorre prima di tutto deumidificare il biogas. Infatti, l'acqua può abbassare notevolmente il potere calorifico del carburante, inoltre, se non si rimuovesse l'acqua, questa condenserebbe nelle tubazioni dell'impianto provocando malfunzionamenti (Cecchi et al, 2005), oltre ad adsorbirsi sulla zeolite riducendo la sua capacità di adsorbire successivamente la CO_2 . (R.Swinbourn et al, 2024)

Il processo di deumidificazione avviene per mezzo del raffreddamento del biogas mediante scambio termico con acqua refrigerante, con conseguente condensazione dell'umidità in eccesso.

L'acqua refrigerante è ottenuta grazie all'evaporazione a bassa temperatura e pressione di un fluido frigorifero. Vi è quindi un ciclo frigorifero in cui un fluido viene espanso in una valvola di laminazione al fine di abbassare pressione e la temperatura e successivamente, in queste condizioni, vi è un'evaporazione. Nell'evaporatore il fluido frigorifero acquista energia termica dall'acqua raffreddandola. A questo punto il fluido frigorifero, sottoforma di vapore surriscaldato, viene compresso e condensato, con la possibilità di ricominciare un altro ciclo. Parallelamente, l'acqua fredda può scambiare calore con il biogas raffreddandolo e condensando l'umidità presente.

2.5.2 Rimozione dell' H_2S

Successivamente vi è la rimozione dell'idrogeno solforato tramite una colonna a carbone attivo, infatti, il carburante obiettivo deve avere una concentrazione di H_2S non superiore allo 0,0005 % (Pollution S.r.l.).

Per quanto riguarda le condizioni operative si decide di lavorare a pressione atmosferica. In realtà, un incremento di pressione porterebbe ad un incremento delle capacità adsorbenti del carbone attivo come si evince dallo studio di H. Moradi et al, tuttavia, in questo caso, la quantità di H_2S nel biogas non è elevata e pertanto non dovendo eseguire una rimozione molto spinta si è deciso di non comprimere il gas, evitando così le spese elettriche che comporterebbe la compressione (H. Moradi et al, 2020)

Inoltre, un utile accorgimento potrebbe essere quello di impregnare il carbone attivo in ioni metallici. Infatti, in questo modo si ottiene un adsorbente con una maggiore selettività nei confronti dell' H_2S con un miglioramento della capacità di rimozione. Infatti, dallo studio di G. Monteleone et al presente in letteratura, si evince come un materiale adsorbente di questo tipo si satura verso l' H_2S e non verso la CO_2 e lo fa nello stesso intervallo di tempo impiegato nel caso di un'alimentazione contenente solo H_2S a parità di altre condizioni operative (G. Monteleone et al, 2011).

Per quanto riguarda l'influenza della temperatura operativa scelta, dallo studio si evince come nel passare da 90 a 120°C la capacità di rimozione aumenti (G. Monteleone et al, 2011). Infatti, a basse temperature, l'adsorbimento è effettuato in piccola parte dalla reazione dell'idrogeno solforato a zolfo, invece, a temperature maggiori l'ossidazione termica selettiva risulta favorita, con il carbone attivo che si comporta come un catalizzatore vero e proprio. Inoltre, la temperatura di fusione dello zolfo è di 112°C, al di sotto di tale valore lo zolfo formatosi è solido e si arrangia con maggiore difficoltà nei pori del catalizzatore che quindi si ostruiscono rapidamente. Al contrario, operando sopra i 112°C lo zolfo è allo stato liquido e in questo stato possiede maggiore mobilità, con una conseguente riduzione della velocità di ostruzione dei pori. Quest'ultimo aspetto fa sì che il carbone attivo operi conversioni prossime al 100 % per un tempo più lungo, risparmiando in spese di rigenerazione. Infatti, sempre secondo lo studio di G. Monteleone et al, il carbone attivo mantiene una conversione del 100% per circa 1500 minuti quando si opera a 120°C (G. Monteleone et al, 2011) Di conseguenza, nel presente lavoro si decide di rigenerare la colonna adsorbente dopo 1 d di lavoro, predisponendo l'utilizzo di un'altra colonna quando la prima è in rigenerazione, in modo da rendere continuo il processo.

2.5.3 Rimozione della CO_2 – assorbimento con ammine

Il processo di rimozione della CO_2 può essere eseguito con molteplici tecnologie, nel presente lavoro se ne studiano alternativamente due, l'assorbimento con ammine e la tecnologia Pressure Swing Adsorption (PSA).

Per quanto riguarda il processo di assorbimento si opera con una colonna in cui si alimenta dal basso il gas con la CO_2 da rimuovere e dall'alto vi è l'alimentazione della soluzione amminica. Nella colonna vi è la presenza di un materiale di riempimento volto ad incrementare la superficie di scambio tra liquido e gas, il quale però non partecipa alla reazione consumandosi.

Ora si analizza il processo reattivo su cui si basa l'assorbimento (M.C. Annesini et al, 2014).

A seconda dell'ammina utilizzata si hanno meccanismi reattivi differenti:

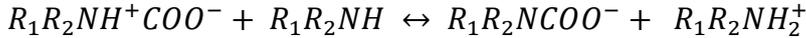
- Le ammine primarie e secondarie reagiscono con la CO_2 formando carbammati:



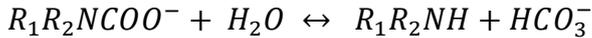
Considerando gli step che portano a questa reazione totale, si ha prima di tutto la formazione di uno zwitterione:



Successivamente si ha una deprotonazione grazie alla reazione con una seconda molecola di ammina, ottenendo le molecole scritte tra i prodotti nella reazione totale:

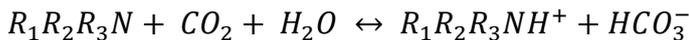


In conclusione, lo ione carbammato può trasformarsi in bicarbonato attraverso la seguente reazione:



Il loading, quindi il rapporto tra molecole di CO_2 e molecole di ammina che reagiscono, può variare tra 0,5 e 1 a seconda del rapporto tra carbammati e bicarbonati, alla luce del meccanismo descritto, uno sbilanciamento verso i carbammati porta ad un loading inferiore.

- Le ammine terziarie non hanno protoni liberi, quindi non può avvenire la deprotonazione con formazione di carbammati. Avviene semplicemente la seguente reazione basica:



In questo caso il loading, quindi il rapporto tra molecole di CO_2 e molecole di ammina che reagiscono, è pari ad 1.

Per descrivere il processo dal punto di vista fisico, si fa riferimento ad un punto d'interfaccia tra fase liquida e gassosa e si considera il flusso di CO_2 dal gas al liquido.

Come si nota dall'immagine sottostante, se si esegue uno zoom su questo punto all'interfaccia tra le fasi, in assenza di reazione chimica, si nota come sia la fase liquida sia quella gassosa siano suddivise in un primo film stagnante, confinante con l'interfaccia, in cui il trasporto di CO_2 segue la legge di Fick e il profilo di concentrazione del reagente è lineare e in una seconda zona ad elevata miscelazione (il bulk), caratterizzata da una concentrazione di CO_2 uniforme.

Nella seguente trattazione si identifica con la lettera A la CO_2 e con la lettera B l'ammina assorbente.

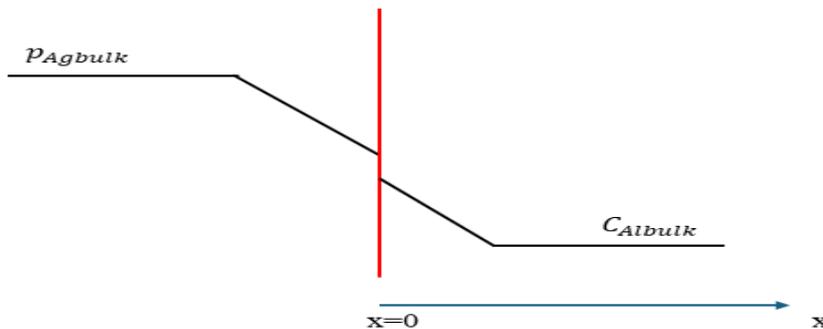


Figura 2.2 Rappresentazione dei profili di concentrazione di A nel caso di assenza di reazione chimica

Cosa succede se si confrontano i casi in assenza di reazione chimica e in presenza di reazione chimica?

Il flusso all'interfaccia è dato sempre dalla legge di Fick:

$$J_{A(x=0)} = -D_A \left(\frac{dC_A}{dx} \right)_{x=0} \quad (2.1)$$

La pendenza della tangente al profilo di concentrazione all'interfaccia nel caso di reazione chimica è:

$$-\left(\frac{dC_A}{dx} \right)_{x=0} = \frac{(C_{Ali} - C_{Albulk})}{\delta_r} \quad (2.2)$$

Sostituendo la (2.1) nella (2.2) e moltiplicando e dividendo per lo spessore film stagnante δ , si ottiene:

$$J_{A(x=0)} = \frac{D_A}{\delta} \cdot \frac{\delta}{\delta_r} \cdot (C_{Ali} - C_{Albulk}) \quad (2.3)$$

Nel caso senza reazione chimica sviluppando un bilancio di massa in una fettina del film fittizio si ottiene un flusso costante in tutto il film pari a:

$$J_{A(x=0)} = \frac{D_A}{\delta} \cdot (C_{Ali} - C_{Albulk}) \quad (2.4)$$

Di conseguenza si può affermare che in presenza di reazione vi è un fattore moltiplicativo aggiuntivo

$$E_A = \frac{\delta}{\delta_r} \quad (2.5)$$

Se maggiore di 1, questo fattore indica l'amplificazione del flusso di CO_2 all'interfaccia, rispetto al caso in assenza di reazione chimica, dovuto al consumo di reagente nel film.

Ora si dettaglia meglio l'espressione del flusso all'interfaccia eseguendo i bilanci su una fettina del film di liquido per il componente A ossia la CO_2 e il B ossia l'ammina assorbente.

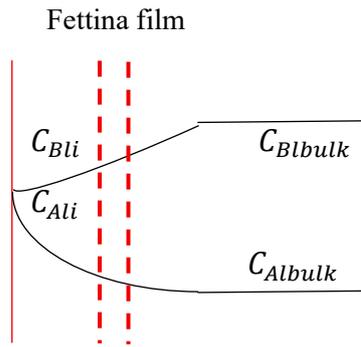


Figura 2.3 Rappresentazione dei bilanci di A e B su una fettina di film fittizio.

I bilanci di CO_2 e ammina nel film di liquido sono:

$$J_A \cdot S(x) + R_A \cdot S \cdot dx = J_A \cdot S_{(x+dx)} \quad (2.6)$$

$$J_B \cdot S(x) + R_B \cdot S \cdot dx = J_B \cdot S_{(x+dx)} \quad (2.7)$$

Si semplifica e si sostituiscono le seguenti due relazioni riguardanti rispettivamente la cinetica e la stechiometria:

$$R_A = -k \cdot C_{Al} \cdot C_{Bl} \quad (2.8)$$

$$\frac{R_A}{v_A} = \frac{R_B}{v_B} \quad (2.9)$$

In questo modo si ottiene il seguente sistema di equazioni differenziali con le relative condizioni al contorno:

$$\begin{cases} D_A \cdot \frac{d^2 C_{Al}}{dx^2} - k \cdot C_{Al} \cdot C_{Bl} = 0 \\ D_A \cdot \frac{d^2 C_{Bl}}{dx^2} - \frac{v_B}{v_A} \cdot k \cdot C_{Al} \cdot C_{Bl} = 0 \end{cases} \quad (2.10)$$

Le condizioni al contorno:

$$\begin{cases} x = 0 & C_{Al} = C_{Ali} \\ x = \delta & C_{Al} = C_{Albulk} \end{cases} \quad (2.11)$$

$$\begin{cases} x = 0 & \frac{dC_{Bl}}{dx} = 0 \\ x = \delta & C_{Bl} = C_{Blbulk} \end{cases} \quad (2.12)$$

Introducendo le variabili adimensionate seguenti, si può riscrivere in modo diverso il problema.

Le variabili adimensionate introdotte sono:

$$\xi = \frac{x}{\delta} \quad (2.13)$$

$$y = \frac{C_{Al}}{C_{Ali}} \quad (2.14)$$

$$z = \frac{C_{Bl}}{C_{Blbulk}} \quad (2.15)$$

Grazie a questo cambiamento di variabili si riscrive il problema come:

$$\frac{d^2z}{d\xi^2} - \frac{\varphi^2}{E_a^*} \cdot y \cdot z = 0 \quad (2.16)$$

Condizioni al contorno:

$$\begin{cases} \xi = 0 & \frac{dz}{d\xi} = 0 \\ \xi = 1 & z = 1 \end{cases} \quad (2.17)$$

φ è il numero di Hatta che rappresenta il rapporto tra il tempo caratteristico della diffusione e il tempo caratteristico della reazione:

$$\varphi = \delta \cdot \sqrt{\frac{k \cdot C_{Blbulk}}{D_A}} \quad (2.18)$$

E_a^* invece è direttamente proporzionale a $\frac{C_{Blbulk}}{C_{Ali}}$ e ha l'espressione:

$$E_a^* = \frac{v_A \cdot D_B \cdot C_{Blbulk}}{v_B \cdot D_A \cdot C_{Ali}} \quad (2.19)$$

Ponendosi nel caso di reazione veloce e di cinetica di pseudo-primordine, come si farà nel presente lavoro di tesi, si ottiene la seguente soluzione al flusso all'interfaccia per il problema definito dalle (2.16) e (2.17):

$$J_{A(x=0)} \cdot a = \frac{D_A}{\delta} \cdot a \cdot E_a \cdot C_{Ali} \quad (2.20)$$

Con il numero di Hatta che risulta:

$$2 < \varphi \ll E_a^* \quad (2.21)$$

E il fattore di amplificazione che risulta:

$$E_a = \varphi \quad (2.22)$$

Ora si introduce l'ipotesi di equilibrio all'interfaccia tra le due fasi rappresentata dalla legge di Henry con m costante di Henry:

$$\frac{p_{Agi}}{R \cdot T} = m \cdot C_{Ali} \quad (2.23)$$

Con p_{Agi} che è la pressione parziale della CO_2 all'interfaccia nel lato gas. Invece C_{Ali} come già detto è la concentrazione della CO_2 all'interfaccia dal lato del liquido, queste due concentrazioni sono all'equilibrio tramite la legge di Henry.

Grazie alla legge di Henry è possibile scrivere i flussi di CO_2 nel seguente modo:

Il flusso di CO_2 lato gas risulta:

$$J_{A(x=0)} \cdot a = k_g \cdot a \cdot (C_{Agbulk} - C_{Agi}) = \frac{k_g \cdot a}{R \cdot T} \cdot (p_{Agbulk} - p_{Agi}) \quad (2.24)$$

Il flusso di CO_2 lato liquido risulta:

$$J_{A(x=0)} \cdot a = k_l \cdot a \cdot E_a \cdot (C_{Ali} - C_{Albulk}) \quad (2.25)$$

Esplicitando a primo membro nelle due equazioni (2.24) e (2.25) le forze spingenti e sommando membro a membro si ottiene:

$$\frac{p_{Agbulk}}{R \cdot T} - m \cdot C_{Albulk} = J_{A(x=0)} \cdot a \cdot \left(\frac{1}{k_g \cdot a} + \frac{m}{k_l \cdot a \cdot E_a} \right) \quad (2.26)$$

Di conseguenza si può scrivere il flusso di CO_2 all'interfaccia nei seguenti tre modi:

$$\begin{aligned} J_{A(x=0)} \cdot a &= k_l \cdot a \cdot E_a \cdot (C_{Ali} - C_{Albulk}) = \frac{k_g \cdot a}{R \cdot T} \cdot (p_{Agbulk} - p_{Agi}) = \\ &= K_0 \cdot a \cdot \left(\frac{p_{Agbulk}}{R \cdot T} - m \cdot C_{Albulk} \right) \end{aligned} \quad (2.27)$$

Con K_0 che è il coefficiente globale di scambio:

$$\frac{1}{K_0 \cdot a} = \frac{1}{k_g \cdot a} + \frac{m}{k_l \cdot a \cdot E_a} \quad (2.28)$$

Con k_g che è il coefficiente di scambio di materia lato gas, pari a:

$$k_g = \frac{D_A}{\delta_g} \quad (2.29)$$

E k_l è il coefficiente di scambio di materia lato liquido, pari a:

$$k_l = \frac{D_A}{\delta_l} \quad (2.30)$$

K_0 è infatti un coefficiente di scambio che tiene conto dello scambio di materia lato gas mediante k_g , dello scambio di materia lato liquido mediante k_l e anche della cinetica mediante il fattore di amplificazione E_a .

Dal punto di vista della cinetica, se si agisse con un reattore a bolle si avrebbe la richiesta di un grande volume di liquido in quanto la reazione avverrebbe con cinetica lenta e quasi interamente nel bulk. Quando si agisce, invece, con una colonna a riempimento, si hanno grosse superfici di scambio tra le fasi per via del riempimento e piccoli volumi di liquido necessari in quanto la reazione avviene praticamente tutta nel film stagnante ed ha una cinetica veloce. Come anticipato, nel presente lavoro considereremo questa seconda opzione.

A corollario di ciò, quando si considera una colonna a riempimento, la concentrazione dell'agente da rimuovere nel bulk del liquido sarà nulla. Quindi si può scrivere il flusso all'interfaccia come:

$$J_{A(x=0)} \cdot a = K_0 \cdot a \cdot \frac{p_{Agbulk}}{R \cdot T} \quad (2.31)$$

Inoltre, è opportuno fare una discussione teorica sulla maggiore efficienza di una colonna controcorrente o equicorrente.

Si ricorda che nel caso di cinetica veloce dello pseudo-primordine si ha un fattore di amplificazione pari al numero di Hatta, invece, nel caso di cinetica veloce istantanea il fattore di amplificazione è pari a $1 + E_a^*$. Comunque, in entrambi i casi, per via delle espressioni di E_a^* (2.29) e φ (2.28), il fattore di amplificazione aumenta all'aumentare di C_{Blbulk} . Dato che il liquido entra sempre dall'alto, C_{Blbulk} è maggiore nella parte alta della colonna in quanto B non si è ancora consumato, quindi, in entrambi i casi il fattore di amplificazione E_a è maggiore nella parte superiore.

Invece se ci si concentra sulla forza spingente, che corrisponde a p_{agbulk} nella (2.31), questa diminuisce verso l'alto nella configurazione controcorrente in quanto il gas entra dal fondo, mentre cresce verso l'alto per l'equi-corrente in quanto anche il gas come il liquido entra dall'alto. Di conseguenza, combinando nei due casi gli andamenti di forza spingente e fattore di amplificazione, si osserva che per la configurazione controcorrente, la forza spingente minima è compensata da un maggiore fattore di amplificazione, invece per l'equi-corrente dove è minore la forza spingente è anche minore il fattore di amplificazione. Quindi si può affermare che la colonna controcorrente opera in maniera più uniforme sulla sua intera altezza e quindi è più efficiente rispetto alla configurazione opposta.

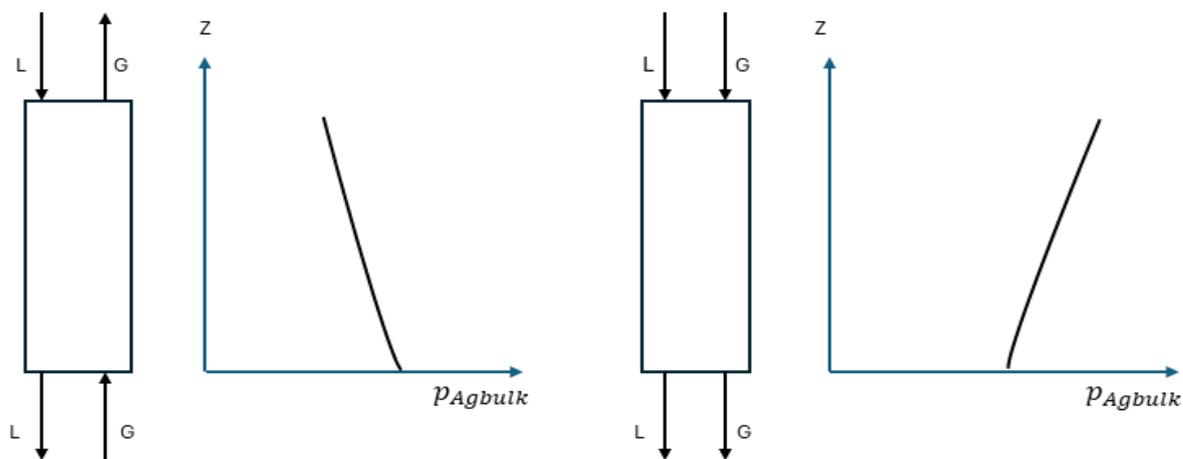


Figura 2.4 Confronto tra le forze spingenti delle colonne con flussi controcorrenti ed equicorrenti.

Dopo aver descritto teoricamente il cuore del processo di assorbimento, si fa riferimento allo step successivo, la rigenerazione della soluzione amminica.

Infatti, occorre rimuovere la sostanza assorbita in modo da poter reinviare la soluzione assorbente in testa alla colonna di assorbimento, così da non avere costi esosi dal punto di vista dell'utilizzo di ammina. In questo sistema le temperature basse favoriscono le reazioni reversibili, mentre le alte temperature quelle irreversibili. Infatti, l'assorbimento è eseguito a basse temperature, mentre per la rigenerazione e quindi il desorbimento della CO_2 si opera ad

alte temperature con una colonna di stripping. In ogni caso, non si può operare la rigenerazione a temperature superiori a 137°C, a cui si avrebbe la degradazione delle ammine, infatti, in quel caso servirebbero portate di make-up per la soluzione amminica elevate e il sistema diventerebbe troppo dispendioso a livello economico (R.S.Cavaignac et al, 2021). In ogni caso, seppur piccole, le perdite d'ammina uscenti col flusso di gas dall'alto dello stripper, rendono necessario un make-up di soluzione amminica.

2.5.4 Rimozione della CO_2 – PSA

Si considera un'alternativa alla rimozione della CO_2 mediante assorbimento gas-liquido, l'adsorbimento.

Occorre scegliere un materiale adsorbente secondo questi due criteri (M.A.Bernardes, 2011):

- Si sceglie un materiale sul quale la CO_2 deve avere la tendenza a creare legami più forti con i siti attivi adsorbenti, rispetto ai legami creati dalle molecole di metano.
- Si sceglie un adsorbente che abbia una dimensione dei pori tale da lasciar penetrare solo la CO_2 impedendo la penetrazione delle molecole di metano per via del loro maggiore diametro cinetico. Questi materiali sono definiti adsorbenti cinetici in quanto la loro selettività nei confronti della CO_2 è dovuta a vincoli di diffusione nei pori (M.A.Bernardes, 2011).

Per esempio, i setacci molecolari fanno parte della seconda categoria e possono essere ingegnerizzati predisponendo pori di una dimensione tale da permettere la diffusione della sola CO_2 . Invece zeoliti e carboni attivi fanno parte della prima categoria (M.A. Bernardes 2011).

Inoltre, si deve considerare che nel biogas uscente dal digestore, vi sono altre molecole come l' H_2S e l'acqua. In quasi tutti gli adsorbenti che vengono usati per l'unità PSA, l' H_2S si adsorbe in maniera irreversibile, diminuendo la capacità di adsorbimento nei confronti della CO_2 e saturando il materiale adsorbente senza possibilità di rigenerazione. A quel punto sarebbe necessario sostituire l'adsorbente molto frequentemente e ciò comporterebbe costi d'installazione molto esosi. Per queste ragioni è buona norma rimuovere l'idrogeno solforato prima dell'unità PSA (M.A. Bernardes, 2011).

Ora si considera in maniera più dettagliata come è fatta l'unità PSA.

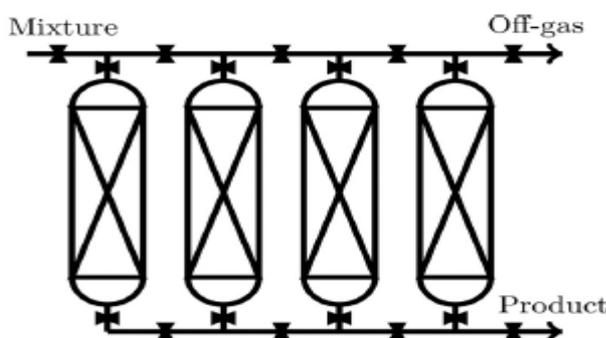


Figura 2.5 – Unità PSA a quattro colonne (J. Uebbing et al, 2021)

Per garantire la continuità del processo è necessario utilizzare più colonne di adsorbimento in parallelo. Attualmente si utilizza una configurazione con quattro colonne in parallelo.

Inizialmente il biogas è inviato in pressione ad una prima colonna adsorbente, fino a che non viene saturata, a quel punto il biogas è trasferito ad una seconda colonna, con la prima che entra nello stato di rigenerazione. Per rigenerare la colonna satura è necessario abbassare la pressione al livello della pressione atmosferica, il che porta alla rimozione del componente adsorbito (A.Upadhyay et al, 2023). Inoltre, sempre in merito alla rigenerazione dell'adsorbente, se per esempio si considera la zeolite 13X, dal manuale di M.A. Bernardes si evince che, utilizzando questo materiale a temperature più alte rispetto a 25°C, si ottiene una capacità ciclica di adsorbimento della CO_2 maggiore, quindi, se la zeolite è utilizzata a 50°C, sarà più facilmente rigenerata rispetto a quando viene utilizzata a 25°C (M.A. Bernardes, 2011).

E' già stato accennato come il gas sia alimentato in pressione alla colonna operante l'adsorbimento, infatti, in bibliografia viene indicato un range di pressioni operative da 4 bar a 10 bar (R.Swinbourn et al, 2024). Il motivo di questa scelta lo si comprende osservando le isoterme di adsorbimento per la zeolite 13X mostrate nell' articolo di M.A. Bernardes. Infatti, attraverso studi sulla zeolite 13X, sono state riportate le isoterme di adsorbimento (M.A Bernardes 2011). Osservando tali isoterme, è evidente come al fronte di un incremento della pressione, aumenti anche la capacità di adsorbimento della zeolite, ossia cresca il numero di moli di CO_2 adsorbite per kg di adsorbente. Lo stesso andamento si ottiene all'aumentare della pressione sulle isoterme relative ai setacci molecolari, anche se, in quest'ultimo caso a parità di pressione imposta, si ha una capacità di adsorbimento minore rispetto alla zeolite e di conseguenza per ottenere la stessa rimozione di CO_2 dovrà essere impiegato molto più materiale (M.A. Bernardes, 2011).

2.6 Conversione con valore del digestato

Si considerano, come anticipato, tre processi di conversione con valore del digestato: compostaggio, pirolisi e produzione di struvite.

2.6.1 Compostaggio

Il compost è un fertilizzante organico che può essere ottenuto direttamente dal trattamento della FORSU oppure, come nel presente lavoro, dal trattamento della frazione solida del digestato derivante dalla digestione della FORSU.

Il compost è una materia ricca in humus e in flora microbica attiva, per questo motivo, è un ottimo prodotto ai fini agronomici e consente di aumentare il contenuto di sostanza organica ed elementi nutritivi nel suolo (C.I.C)

Il processo industriale di compostaggio avviene in condizioni aerobiche controllate, a differenza della digestione anaerobica, la sostanza organica è decomposta tramite l'azione di microrganismi che necessitano di ossigeno per il loro metabolismo e per poter operare.

In Italia sono riconosciute dalla legislazione quattro tipologie di compost (C.I.C):

- Ammendante compostato verde: ottenuto attraverso la trasformazione e stabilizzazione di rifiuti organici come sanse, residui delle colture, scarti di verde ornamentale.
- Ammendante compostato misto: è la tipologia presa in considerazione nel presente lavoro ed ha origine da processi di trasformazione e stabilizzazione di rifiuti organici

come FORSU, scarti di lavorazione del verde non trattato, rifiuti di attività agroindustriali o digestato uscente dalla digestione anaerobica della FORSU.

- Ammendante compostato con fanghi: ottenuto mediante processi di trasformazione e stabilizzazione di reflui o fanghi.
- Ammendante compostato da scarti della filiera agroalimentare: ottenuto mediante un processo di trasformazione e stabilizzazione di rifiuti organici, quali il digestato da trattamento anaerobico di fanghi agroindustriali, reflui o fanghi agro industriali, liquami di origine zootecnica o altri rifiuti di attività agroindustriali.

Il compost considerato nel presente lavoro fa riferimento alla seconda tipologia, essendo il prodotto della conversione del digestato uscente da un digestore anaerobico trattante la FORSU.

Ma ora si considera più nel dettaglio come avviene il processo di compostaggio a livello industriale. Il processo è costituito da due fasi principali, una prima fase di bio-ossidazione accelerata nelle biocelle ed una seconda di maturazione nell'aia. I tempi di permanenza caratteristici per le due fasi sono di: 21d nelle biocelle e 35d nell'aia di maturazione (Progetto ASET S.p.A). Nella fase di bio-ossidazione, i microrganismi aerobici, in presenza di ossigeno, degradano la frazione organica più facilmente degradabile come zuccheri e amminoacidi in composti quali la CO_2 , l'acqua, sostanza organica stabilizzata e calore. Infatti, il calore prodotto dalle reazioni chimiche operate dai microrganismi riscalda il materiale organico a causa della scarsa conducibilità termica dello stesso, quindi nel corso di questa prima fase vi è un incremento di temperatura. Si può affermare il superamento di $55^{\circ}C$. Nella fase di maturazione, i processi di ossidazione procedono in maniera meno rapida, in quanto la frazione organica più facilmente degradabile si è già trasformata nella prima fase. Questo aspetto è riflesso dalla minore temperatura raggiunta, si oscilla tra 35 e $40^{\circ}C$ (G. Celano, Assessorato Agricoltura).

Ai fini dell'alimentazione del digestato nelle biocelle, si procede con un processo di miscelazione con il materiale strutturante. La miscelazione avviene nel seguente modo: Si preleva da una fossa di raccolta del verde triturato, mediante carroponte, alimentando così una tramoggia di carico. Mentre il sovrvallo ricircolato dal processo viene alimentato mediante pala meccanica al miscelatore. Terminato questo primo passaggio, il miscelatore scarica la miscela risultante in un box di accumulo, in attesa della successiva alimentazione alle biocelle mediante pala meccanica (Progetto ASET S.p.A)

A questo punto si descrive la fase di bio-ossidazione accelerata. La miscela è disposta in forma di cumuli nelle biocelle. Tali cumuli di materiale sono areati attraverso un sistema di ventilazione presente sul pavimento su cui sono disposti. In questa fase avvengono processi di biodegradazione molto rapidi e si raggiungono temperature molto elevate. L'impianto è dotato di un sistema di controllo che permette di gestire l'andamento della temperatura della biomassa variando la portata di aria insufflata dal pavimento areato. Inoltre, nelle biocelle è presente un sistema di aspirazione che permette di catturare l'aria in eccesso dall'alto, in modo da poterla ricircolare. In realtà, a motivo dell'ossidazione molto spinta e del grande consumo di ossigeno, l'aria in eccesso che può essere ricircolata non è molta, quindi, è necessario considerare un elevato make-up di aria fresca (Progetto ASET S.p.A).

Successivamente la miscela risultante uscente dalle biocelle incontra una prima vagliatura, con l'obiettivo di rimuovere la componente di sovrvallo e riciclarla in testa al processo, in quanto utile come materiale strutturante. Invece il sottovaglio è alimentato mediante pala meccanica all'aia di maturazione (Progetto ASET S.p.A).

Nella seconda fase del processo di compostaggio, il materiale è sempre ossigenato attraverso il sistema di areazione dell'aia, al fine di favorire la respirazione da parte dei microrganismi responsabili del processo. Inoltre, anche in questo caso vi è un sistema di ricircolo d'aria (Progetto ASET S.p.A).

La miscela risultante in uscita dalla maturazione è trattata mediante un vaglio finale, anche in questo caso il sovravvallo è ricircolato in testa al processo, in quanto utilizzato come materiale strutturante. Invece la frazione passante questa vagliatura finale è considerata compost maturo ed è conferita mediante pala meccanica al capannone di stoccaggio per il prodotto finito. Concentrandosi sugli scarti del processo, sia in uscita dalle biocelle che dall'aia di maturazione, vi sono due output principali: il primo è il percolato, il secondo l'aria esausta e non purificata intervenuta nel processo di degradazione ed espulsa insieme all'eccesso di calore (Progetto ASET S.p.A).

2.6.2 Pirolisi e unità CHP

Una seconda possibilità per la conversione con valore dell digestato è la pirolisi. Il processo pirolitico può essere attuato sulla FORSU oppure sul digestato uscente dal digestore anaerobico nel quale viene processata la FORSU. Nel presente lavoro di tesi si è presa in considerazione questa seconda possibilità, in quanto i rifiuti solidi urbani vengono digeriti anaerobicamente nell'ottica di produrre biogas.

Con la pirolisi si valorizza la frazione solida del digestato producendo biochar, che può essere utilizzato come ammendante e pyrogas, utilizzabile per ricavare energia elettrica e termica attraverso un'unità CHP. Altri prodotti di scarto sono l'acqua e un liquido chiamato bio-olio, contenente catrame e composti organici quali aldeidi, acidi, chetoni, alcoli (D. Dell'Antonia, 2013).

L'aumento della temperatura operativa produce un incremento della resa in gas, infatti, le reazioni di de-volatilizzazione prendono il sopravvento rispetto a quelle di carbonizzazione. Inoltre, maggiore è il tempo di permanenza nel reattore, maggiore è la resa in gas (D.Dell'Antonia, 2013).

Vi sono diversi tipi di pirolisi a seconda della velocità di riscaldamento del reattore (D.Dell'Antonia, 2013):

- Pirolisi lenta: basse velocità di riscaldamento e lunghi tempi di permanenza della biomassa.
- Pirolisi convenzionale: moderate velocità di riscaldamento tipicamente di 20°C/s e moderati tempi di permanenza nel reattore
- Pirolisi veloce: si porta rapidamente la biomassa in temperatura e brevi tempi di permanenza, di circa 2 s.

Nel presente lavoro verrà considerata la pirolisi lenta, regime operativo nel quale si massimizza la produzione di gas. Invece, operare con una pirolisi convenzionale porterebbe ad un equilibrio tra i prodotti, mentre operando una pirolisi veloce si otterrebbe uno sbilanciamento a favore dei prodotti liquidi.

Per quanto riguarda la pirolisi lenta, secondo dati di letteratura, è bene entrare nel reattore con una biomassa costituita da un livello di umidità inferiore al 25% (A.Salimbeni, 2020). Per

raggiungere questo obiettivo è necessaria una fase di disidratazione meccanica seguita da un essiccamento prima dell'ingresso nel pirolizzatore. Come verrà stimato nel capitolo inerente alla progettazione dell'impianto, l'essiccamento comporta una grande spesa energetica, in quanto la frazione solida di digestato è molto piccola rispetto al tenore d'acqua.

Come confermato dalla descrizione dell'impianto VAL.CHI.RI.A , presente in letteratura, è bene inertizzare il pirolizzatore attraverso l'invio di azoto a 2 bar, infatti, in questo caso si vuole operare una decomposizione termochimica della biomassa e non un'ossidazione (A. Assettati et al, 2014).

L'alimentazione del gas prodotto in un'unità CHP consente la produzione di energia elettrica e di energia termica. L'energia elettrica ottenuta, al netto dei consumi del cogeneratore stesso, è impiegata per il fabbisogno al pirolizzatore, nello specifico per la compressione a 2 bar dell'azoto inertizzante o per le spese elettriche necessarie all'alimentazione della biomassa, il surplus può essere immesso nella rete di distribuzione e quindi venduto. L'energia termica recuperata, al netto dei consumi termici al cogeneratore, è impiegata per mantenere in temperatura biomassa e azoto nel pirolizzatore e il surplus può essere immesso nella rete del teleriscaldamento. L'impiego dell'unità CHP può essere accompagnato da piccole emissioni di CO_2 fossile dovute all'alimentazione del combustibile fossile al fine di mantenere elevata la produttività dell'impianto.

Il biochar ottenuto può essere utilizzato (Chen Dexiang et al, 2021):

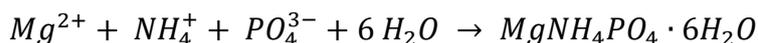
- Per attirare il carbonio dall'atmosfera al fine di immagazzinarlo nel suolo per anni, evitando la sua rapida mineralizzazione a CO_2 .
- Come costituente di materiali cementizi nell'industria edile. Per esempio, come alternativa più sostenibile al cemento o ad additivi per la produzione del calcestruzzo.
- Come filtro per la rimozione di prodotti farmaceutici, pesticidi e antibiotici nel trattamento delle acque reflue.
- Come additivo per il compostaggio, in quanto, se derivante da pirolisi lenta, mostra effetti positivi nello stimolare la decomposizione dei composti organici.
- Per recuperare alcune delle materie prime critiche evidenziate dalla comunità europea quali fosforo, silicio, magnesio. Si stanno approfondendo grandi sforzi per rendere possibili e ottimizzare tali recuperi.

2.6.3 Produzione di struvite

L'utilizzo agronomico dei digestati richiede un'attenta gestione per limitare il rilascio incontrollato di azoto ammoniacale, il quale, essendo molto solubile e mobile, può percolare nel sottosuolo (A.Siciliano et al, 2017). Pertanto, una soluzione a questo problema è recuperare l'azoto ammoniacale nel precipitato struvitico. Oltre all' NH_4^+ , anche il fosforo è recuperato e quindi si ottiene un prodotto con un elevato potere fertilizzante. Inoltre, la struvite, essendo lentamente solubile in ambiente acido, rilascia molto gradualmente nel terreno i suoi elementi nutrienti, questo aspetto è positivo soprattutto per le colture come il riso per cui è preferibile l'utilizzo di concimi a lento rilascio (A.Siciliano et al, 2017).

Il processo di precipitazione della struvite tratta la frazione liquida del digestato, di conseguenza il primo step è la separazione meccanica della frazione liquida da quella solida (CRPA – Tecnopolo Reggio Emilia). Successivamente la frazione liquida è trattata attraverso un adsorbimento in una colonna zeolitica, con l'obiettivo di ridurre l'azoto ammoniacale presente nel digestato, favorendo in tal modo anche la successiva precipitazione della struvite. Inoltre, si prevede anche la rigenerazione del filtro zeolitico e quindi il desorbimento dell'azoto ammoniacale adsorbito, al fine di raggiungere tale obiettivo si esegue un lavaggio della zeolite con sua soluzione acquosa al 10%_{wt} di $NaCl$ e un successivo contro-lavaggio con acqua. Di conseguenza, l'acqua utilizzata per la rigenerazione conterrà l'azoto ammoniacale desorbito e tracce di $NaCl$, dopo ulteriori trattamenti, come la rimozione del contenuto salino, potrà essere riutilizzata per scopi agronomici, ad esempio per l'irrigazione. Inoltre, è bene predisporre due colonne zeolitiche, al fine di evitare tempi di fermo per l'impianto, dovuti alla rigenerazione. A questo punto la portata di digestato è alimentata al microfiltro, il quale ha la funzione di rimuovere la sostanza organica sospesa (CRPA – Tecnopolo Reggio Emilia)

In conclusione, vi è il precipitatore. La reazione di precipitazione è la seguente (A. Siciliano et al, 2017):



E' necessario aggiungere nel reattore reattivi a base di magnesio e fosforo nei giusti dosaggi che forniscano ioni Mg^{2+} e PO_4^{3-} , infatti, per ottenere la formazione del precipitato, occorre garantire condizioni operative con un rapporto molare N/Mg/P unitario (A. Siciliano et al, 2017). Tuttavia, da vari studi è emersa l'importanza di sovradosare leggermente Mg e P rispetto all'azoto, infatti possono essere presenti nel liquido alimentato degli elementi che reagiscono con gli ioni Mg^{2+} e PO_4^{3-} , non rendendoli disponibili per la formazione della struvite. Come reattivi sono tipicamente utilizzati il solfato di magnesio $MgSO_4$ e l'acido fosforico H_3PO_4 (A. Siciliano et al, 2017). Inoltre, è necessario inviare al reattore anche una soluzione di $NaOH$ al fine di portare il pH a un valore ottimale, tipicamente intorno a 9. Dalla conduzione di studi sperimentali, si giunge alla conclusione che è opportuno procedere prima all'aggiunta dei reattivi e solo successivamente all'alimentazione dell' $NaOH$ (A. Siciliano et al, 2017). Infatti, se si aggiungessero successivamente i reattivi, dato il loro carattere acido, si osserverebbe una netta diminuzione del pH, sotto il valore impostato precedentemente tramite l'aggiunta dell' $NaOH$ e la struvite non potrebbe precipitare. Al contrario, operando l'aggiunta di $NaOH$ dopo quella dei reattivi, si garantisce la stabilizzazione del pH intorno al valore 9 e la precipitazione della struvite può

avvenire (A. Siciliano et al, 2017). Inoltre, è opportuno chiedersi quanto occorra sovradosare Mg e P rispetto all'azoto. Conducendo campagne sperimentali, si è osservato come alimentando $MgSO_4$ e H_3PO_4 in qualità di reattivi e in dosaggi tali da costituire rapporti molarli N/P/Mg = 1/1,3/1,3, si ottengano i maggiori recuperi di azoto ammoniacale e fosforo nel precipitato formatosi (A. Siciliano et al, 2017)

In conclusione, con la formazione della struvite si raggiungono diversi obiettivi, rimuovere azoto ammoniacale, fosforo, nonché sostanza organica sospesa dal digestato liquido e produrre cristalli di struvite che possono essere molto utili come fertilizzanti rinnovabili a rilascio graduale, in sostituzione dei convenzionali di origine fossile.

3. Materiali e metodi

In questa fase segue il dimensionamento delle diverse unità impiantistiche:

3.1 Progettazione sezione di stoccaggio

Si considerano entranti 100 t/d di FORSU. Questa quantità è trasferita all'interno del reparto di ricezione costituito da una fossa interrata. Per il dimensionamento si considera una capacità di raccolta corrispondente a 3 giorni, in modo da garantire la continuità di lavoro dei digestori (Cecchi et al, 2005).

Considerando la densità pari a $1 \frac{t}{m^3}$ si ricava la portata volumica di FORSU entrante:

$$\dot{V}_{forsu} = \frac{\dot{m}_{forsu}}{\rho} = 100 \frac{m^3}{d} \quad (3.1)$$

Si dimensiona la fossa di stoccaggio in modo da stoccare una produzione di 3 giorni, viene effettuata questa scelta in modo da garantire la continuità dell'intero impianto, nonostante la discontinuità del servizio di raccolta.

$$V'_{fossa} = \dot{V}_{forsu} \cdot \text{giorni} = 300 m^3 \quad (3.2)$$

Si deve anche considerare un fattore di sovradimensionamento con la funzione di coefficiente di sicurezza che si assume pari a 1,2 (Cecchi et al, 2005).

$$V_{fossa} = V'_{fossa} \cdot 1,2 = 360 m^3 \quad (3.3)$$

Inoltre, vi è la necessità di depressurizzare la fossa al fine di evitare fenomeni di degradazione precedenti al digestore e si utilizza un sistema di aspirazione e trattamento dell'aria costituito da un ventilatore scrubber. Per considerare la potenza utilizzata, si prende come riferimento un ventilatore scrubber da 31,5 kW dell'impianto ASET S.p.A, necessario per la depressurizzazione delle biocelle nell'unità di compostaggio. Tuttavia, in questo caso occorre depressurizzare un volume circa 5 volte inferiore rispetto a quello che verrà dimensionato per la fase di bio-ossidazione, di conseguenza si considera una potenza utilizzata di 6,3 kW.

Pertanto, il consumo elettrico giornaliero risulta:

$$CE_{fossa} = P_{elfossa} \cdot 24h = 1512 \frac{kWh}{d} \quad (3.4)$$

Lo schema (3.1) mostra i principali flussi di materia ed energia.



Figura 3.1 Diagramma a blocchi della sezione di ricezione.

3.2 Progettazione dei pretrattamenti

Segue la linea di pretrattamenti, già descritta nel precedente capitolo di descrizione teorica, necessaria al fine di ottenere una materia con caratteristiche adatte al processo di digestione anaerobica.

Si calcolano i consumi elettrici per le varie apparecchiature coinvolte.

Prendendo come riferimento un aprisacchi con una potenza elettrica di 77 kW (FOR REC), si esegue il calcolo del consumo elettrico:

$$CE_{aprisacchi} = P_{elaprisacchi} \cdot 24 \text{ hr} = 1848 \frac{kWh}{d} \quad (3.5)$$

L'apparecchiatura successiva è il separatore magnetico che rimuove i metalli ferrosi, come riferimento si prende un separatore magnetico con una potenza elettrica di 2,2 kW (STOKKERMILL) e si esegue il calcolo del consumo elettrico:

$$CE_{sep\ mag} = P_{el\ sep\ mag} \cdot 24 \text{ hr} = 52,8 \frac{kWh}{d} \quad (3.6)$$

Successivamente si procede con la rimozione dei metalli non ferrosi attraverso il separatore a correnti indotte e come riferimento se ne considera uno da 5,5 kW (MALAMAN C.T.C), stimando quindi un consumo elettrico giornaliero di:

$$CE_{sep\ pci} = P_{el\ sep\ pci} \cdot 24 \text{ hr} = 132 \frac{kWh}{d} \quad (3.7)$$

Per il trattamento successivo si prende come riferimento un vaglio dinamico con una potenza di 18 kW (Scheda tecnica vagli), i consumi elettrici giornalieri sono:

$$CE_{vagliodin} = P_{elvagliodin} \cdot 24 \text{ hr} = 432 \frac{kWh}{d} \quad (3.8)$$

Il trituratore, agisce al fine di ottenere un materiale con una pezzatura adeguata, si prende come riferimento un'apparecchiatura con una potenza di 80 kW (STOKKERMILL), pertanto il consumo elettrico risulta:

$$CE_{trit} = P_{eltrit} \cdot 24 \text{ hr} = 1920 \frac{kWh}{d} \quad (3.9)$$

Per l'ultimo step dei pretrattamenti, si considera un miscelatore industriale con una potenza di 2,2 kW (AGB Biogas), quindi il consumo elettrico giornaliero si attesta a:

$$CE_{mixpret} = P_{elmixpret} \cdot 24h = 52,8 \frac{kWh}{d} \quad (3.10)$$

Come già discusso nel capitolo teorico si ricorda che nella fase di miscelazione si omogenizza la miscela da inviare al digestore imponendo il corretto tenore di secco, in questo caso si sceglie di operare una digestione semi-secco con un tenore del 20%.

La figura (3.2) mostra le materie prime e le utilities coinvolte:

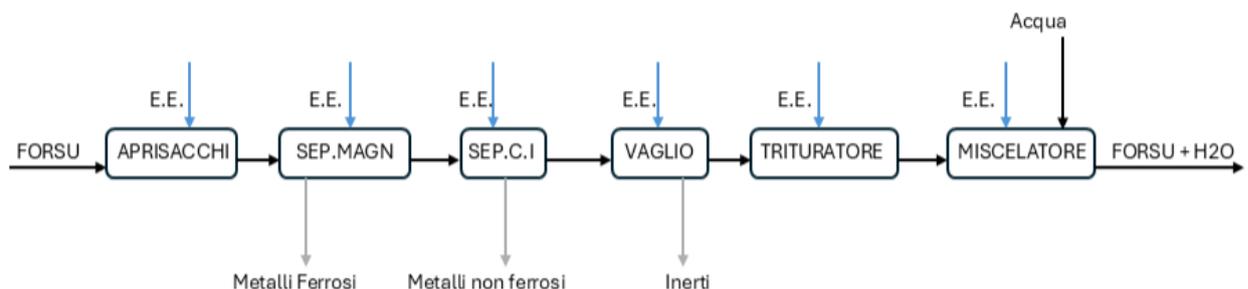


Figura 3.2 Diagramma a blocchi dei pretrattamenti della FORSU.

3.3 Progettazione del digestore anaerobico

Si riporta il dimensionamento per le condizioni mesofile, il procedimento è il medesimo anche in psicrofilia e termofilia.

Come primo passo per il dimensionamento si fissa, da letteratura, un certo range per l'HRT (Cecchi et al, 2005).

$$HRT=15 - 20 d$$

Per l'ORL si assume un valore pari a $7 \frac{kgTVS}{m^3 \cdot d}$ (Cecchi et al, 2005).

A questo punto si procede stimando i solidi volatili al digestore:

$$TVS_{dig} = m_{FORSU} \cdot \left(\frac{\%wt TS}{100}\right) \cdot \left(\frac{\%wt SV}{100}\right) = 17,36 \frac{t}{d} = 17359,92 \frac{kg}{d} \quad (3.11)$$

Ora si stima il volume necessario alla digestione:

$$V'_{digTOT} = \frac{TVS_{dig}}{ORL} = 2479,99 m^3 \quad (3.12)$$

A questo punto si divide tale volume in più digestori, in modo da progettare reattori con dimensioni non troppo grandi. Come primo tentativo si decide di lavorare con 3 reattori. Il volume per i singoli digestori risulta:

$$V'_{dig} = \frac{V'_{digTOT}}{N_{dig}} = 826,66 m^3 \quad (3.13)$$

Considerando una densità della FORSU entrante pari a quella dell'acqua di $1 \frac{t}{d}$, si calcola la portata volumica in ingresso ad ogni digestore e di conseguenza l'HRT:

$$\dot{V}_{indig} = \left(\frac{\dot{m}_{FORSU} + \dot{m}_{acquaum}}{\rho_{forsu} \cdot N_{dig}} \right) = 36,69 \frac{m^3}{d} \quad (3.14)$$

$$HRT = \frac{V'_{dig}}{V_{in}} = 22,53 d \quad (3.15)$$

L'HRT non è nel range stabilito, quindi si modifica l'ORL rispettando sempre il range di letteratura, infatti, si aumenta a $7,9 \frac{kgTVS}{m^3 \cdot d}$ e svolgendo di nuovo lo stesso procedimento si ottiene:

$$V'_{digTOT} = 2197,46 m^3$$

Con un tempo di permanenza che rientra nel range opportuno:

$$HRT = 19,96 \frac{kgTVS}{d}$$

Con 3 digestori si ottiene un volume per il singolo digestore di

$$V'_{dig} = 732,49 m^3$$

Occorre sovradimensionare il volume di digestione in modo da donare maggiore flessibilità all'impianto. Come fattore di sovradimensionamento si sceglie 1.2 (Cecchi et al).

Quindi il volume effettivo per un singolo digestore sarà:

$$V_{dig} = V'_{dig} \cdot 1,2 = 878,98 m^3 \quad (3.16)$$

A questo punto si sceglie un rapporto $\frac{z}{d}$ adottato da un impianto in letteratura (ROTA GUIDO):

$$\frac{z}{d} = 0,38$$

Si prosegue nel dimensionamento con il calcolo di diametro e altezza:

$$d = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{dig}}{\pi \cdot \frac{z}{d}}} = 14,34 m \quad (3.17)$$

$$z = d \cdot \frac{z}{d} = 5,45 m \quad (3.18)$$

Si nota come con 3 digestori si ottengano dimensioni ragionevoli per il reattore.

Se si decidesse di incrementare il numero di digestori, non ci sarebbe ragione di preoccuparsi di un'uscita dal range opportuno per l'HRT, infatti è vero che il volume del reattore si ridurrebbe, tuttavia una riduzione della stessa entità riguarderebbe \dot{V}_{in} per la (2.14). Di conseguenza, le dimensioni del reattore si ridurrebbero, mantenendo costante l'HRT.

Si passa al calcolo della portata di biogas prodotto, conoscendo da letteratura il parametro SGP, già presentato nel capitolo di descrizione teorica (Cecchi et al, 2005):

$$SGP = 0,27 \frac{m_{bg}^3}{kgTVS}$$

$$\dot{V}_{bg} = SGP \cdot TVS_{dig} = 4687,18 \frac{m^3}{d}$$
(3.19)

Si stima con la seguente media pesata, la massa molare del biogas che si considererà costante per l'intero lavoro:

$$M_{bg} = \frac{(\%wt_{CH_4} \cdot M_{CH_4}) + (\%wt_{CO_2} \cdot M_{CO_2})}{(\%wt_{CH_4} + \%wt_{CO_2})} = 0,027 \frac{kg}{mol}$$
(3.20)

Considerando una $p_{amb} = 100000 Pa$ e una $T_{amb} = 15^\circ C$ si può passare attraverso la densità del biogas alla portata massica di biogas

$$\rho_{bg} = \frac{p_{amb} \cdot M_{bg}}{R \cdot T_{amb}} = 1,14 \frac{kg}{m^3}$$
(3.21)

$$\dot{m}_{bg} = \dot{V}_{bg} \cdot \rho_{bg} = 5333,01 \frac{kg}{m^3}$$
(3.22)

Si effettua la stima dei consumi energetici.

Nel caso mesofilo è necessario portare la miscela entrante a $35^\circ C$.

Si considera un calore specifico cp per la miscela entrante pari a $4187 J/Kg/K$ e una T_{indig} che corrisponde alla temperatura ambiente di $15^\circ C$, si ottiene una portata di calore da fornire di:

$$Q'_d = (\dot{m}_{forsu} + \dot{m}_{acquaum}) \cdot cp \cdot (T_{opdig} - T_{indig}) = 9,2 \cdot 10^9 \frac{J}{d} = 106,68 kW$$
(3.23)

Occorre considerare le dissipazioni di calore che avvengono nel funzionamento del reattore assumendo il fattore di dissipazione F_d pari a 0.08 indicato dal manuale di Cecchi et al (Cecchi et al).

Il calore richiesto incluse le dissipazioni è:

$$Q_d = Q'_d + (Q'_d \cdot F_d) = 115,22 kW$$
(3.24)

Pertanto, si calcola il consumo di energia termica:

$$CT_{indig} = Q_d \cdot 24h = 2765,18 \frac{kWh}{d} \quad (3.25)$$

Inoltre, si deve considerare il consumo elettrico per fornire un'adeguata miscelazione al reattore al fine di evitare surriscaldamenti locali del fango e mantenere un'adeguata superficie di contatto tra materiale biodegradabile e microrganismi (Cecchi et al, 2005).

A questo scopo si usa un agitatore da 16500 W (Paddelgigant). La potenza totale e il consumo elettrico totale per la miscelazione dei digestori risultano:

$$P_{elmixdigTOT} = P_{elmixdig} \cdot N_{dig} = 49500 W = 49,50 kW \quad (3.26)$$

$$CE_{mixdig} = P_{elmixdigTOT} \cdot 24h = 1188 \frac{kWh}{d} \quad (3.27)$$

In termofilia si opera con un *ORL* di $6-20 \frac{kgTVS}{m^3 \cdot d}$ e un *HRT* di 6-15 d, invece in psicofilia un *ORL* di $2,65 \frac{kgTVS}{m^3 \cdot d}$ e un *HRT* di 60 d (Cecchi et al, 2005). Di seguito sono riportati i risultati dei bilanci di materia e del dimensionamento dei digestori nei tre regimi.

Tabella 3.1 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di digestione anaerobica

	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
INLET			
$\dot{m}_{FORSU} (t/d)$	90	90	90
$\dot{m}_{acquaum} (t/d)$	20,07	20,07	20,07
OUTLET			
$\dot{V}_{bg} (m^3/d)$	3471,98	4687,18	6249,57
$\dot{m}_{bg} (t/d)$	4,37	5,33	6,61
$\dot{m}_{digestato} (t/d)$	105,70	104,74	103,45
DIGESTORE			
<i>HRT</i> (d)	60	20	12
<i>OLR</i> ($\frac{kgTVS}{m^3 \cdot d}$)	2,65	7,9	13
<i>SGP</i> ($\frac{m^3_{bg}}{kgTVS}$)	0,20	0,27	0,36
N_{dig}	10	3	2
$V_{dig} (m^3)$	786,11	878,98	801,23
z/d	0,38	0,38	0,38
z (m)	5,25	5,45	5,28
d (m)	13,81	14,34	13,90

CONSUMI TERMICI ED ELETTRICI			
$CT_{indig}(kWh/d)$	0	2765,18	4521,96
$CE_{mixdig}(kWh/d)$	3960	1188	792

In psicrofilia si utilizza un numero di digestori maggiore, infatti il processo di digestione necessita di un volume maggiore rispetto agli altri due regimi, per via dell'ORL più basso come espresso dalla formula (3.12). La conseguenza dell'elevato numero di digestori è l'elevato consumo elettrico per la loro miscelazione. Inoltre, è evidente come passando dal regime psicrofilo al termofilo, i consumi termici crescano, infatti, si passa da una digestione eseguita a temperatura ambiente a due digestioni eseguite a temperature maggiori. Inoltre, l'SGP aumenta innalzando la temperatura della digestione anaerobica, la conseguenza è un incremento nella portata di biogas prodotto.

Le seguenti sono le composizioni del biogas nel caso di digestione psicrofila, mesofila e termofila, sono state determinate attraverso una ricerca bibliografica.

Tabella 3.2 Composizione del Biogas

	VALORE (%wt)	VALORE RIF (%wt)	FONTI
PSICROFILIA			
$\%wt_{CH_4}$	46,76	49	Media tra: J. Marti Herrero et al, 2019, Rusin et al 2021
$\%wt_{CO_2}$	47,71	37,92	J. Marti Herrero et al 2019
$\%wt_{H_2S}$	0,032	0,034	Media tra: J. Martin Herrero et al, 2019, Rusin et al 2021
$\%wt_{O_2}$	0,72	0,75	M. Gandiglio, 2023
$\%wt_{NH_3}$	$4,77 \cdot 10^{-5}$	0,00005	BIOMECC S.r.l
$\%wt_{H_2}$	0,0086	0,009	Rusin et al, 2021
$\%wt_{H_2O}$	4,77	5	L. Ferrari, 2015
MESOFILIA			
$\%wt_{CH_4}$	56,39	58	Rusin et al, 2021
$\%wt_{CO_2}$	37,92	39	BIOMECC S.r.l
$\%wt_{H_2S}$	0,097	0,1	BIOMECC S.r.l
$\%wt_{O_2}$	0,73	0,75	M. Gandiglio, 2023
$\%wt_{NH_3}$	0,00007	0,000075	BIOMECC S.r.l
$\%wt_{H_2}$	0,009	0,0088	Rusin et al, 2021
$\%wt_{H_2O}$	4,86	5	L.Ferrari, 2015
TERMOFILIA			
$\%wt_{CH_4}$	62,52	63,70	Y. Ren et al, 2022
$\%wt_{CO_2}$	31,40	32	J.I. Salazar Gomez et al, 2016
$\%wt_{H_2S}$	0,097	0,12	BIOMECC S.r.l
$\%wt_{O_2}$	0,074	0,08	J.I. Salazar Gomez et al, 2016

$\%wt_{NH_3}$	0,000098	0,0001	BIOMECC S.r.l
$\%wt_{H_2}$	0	0	J.I. Salazar Gomez et al, 2016
$\%wt_{H_2O}$	5,89	6	L.Ferrari, 2015

La composizione è indicata dalla seconda colonna delle tabelle, la terza colonna rappresenta le composizioni adottate da letteratura. Infatti, la colonna delle composizioni effettive è stata stimata riscalandosi rispetto ad una somma del 100% le composizioni assunte da letteratura. Dalle composizioni risultanti è evidente come aumentando la temperatura della digestione si ottenga un biogas più ricco in metano e con un rapporto $\frac{CH_4}{CO_2}$ spostato verso il metano. Inoltre, è evidente come i biogas mesofilo e termofilo siano caratterizzati da una maggiore concentrazione di H_2S rispetto al biogas psicrofilo.

La figura (3.3) è riepilogativa dell'unità di digestione anaerobica.

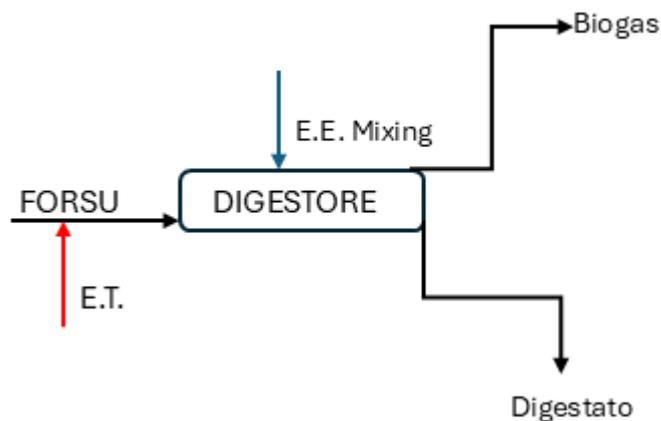


Figura 3.3 Diagramma a blocchi della digestione anaerobica.

3.4 Progettazione dell'unità CHP

Il biogas entra in questa unità alla temperatura ambiente che si considera di 15°C e alla pressione di 1 bar.

Il potere calorifico del metano è:

$$LHV_{CH_4} = 34308,8 \frac{kJ}{kg}$$

Si stima la portata di metano entrante nella CHP unit:

$$\dot{m}_{CH_4CHP} = \%wt_{CH_4} \cdot \dot{m}_{bg} = 3007,17 \frac{kg}{d} \quad (3.28)$$

Quindi la potenzialità energetica è:

$$Potenzilità_{CH_4inchp} = \dot{m}_{CH_4CHP} \cdot LHV_{CH_4} = 1,03 \cdot 10^{11} \frac{J}{d} = 1194,13 \text{ kW} \quad (3.29)$$

Si considerano i seguenti rendimenti termici ed elettrici comprendenti le spese energetiche termiche ed elettriche necessarie all'impianto di cogenerazione (CPL Concordia):

$$\eta_{tCHP} = 0,482$$

$$\eta_{elCHP} = 0,390$$

Quindi si ricavano le potenze termiche ed elettriche al netto del fabbisogno dell'impianto di cogenerazione:

$$P_{tCHP} = Potenzialità_{CH_4inchp} \cdot \eta_{tCHP} = 575,57 \text{ kW} \quad (3.30)$$

$$P_{elCHP} = Potenzialità_{CH_4inchp} \cdot \eta_{elCHP} = 465,71 \text{ kW} \quad (3.31)$$

Le potenze elettriche e termiche giornalmente prodotte al netto del fabbisogno dell'unità CHP rispettivamente risultano:

$$PT_{CHP} = P_{tCHP} \cdot 24h = 13813,64 \frac{kWh}{d} \quad (3.32)$$

$$PE_{CHP} = P_{elCHP} \cdot 24h = 11177,01 \frac{kWh}{d} \quad (3.33)$$

Si adottano i seguenti rapporti da letteratura, relativi alle emissioni di CO_2 di impianti alimentati da combustibili convenzionali (R. Scialdoni, 2023):

$$r1 = \frac{\dot{m}_{CHP_{CO_2}emit}}{PT_{CHP}} = 0,189 \frac{kg}{kWh} \quad (3.34)$$

$$r2 = \frac{\dot{m}_{CHP_{CO_2}emit}}{PE_{CHP}} = 0,189 \frac{kg}{kWh} \quad (3.35)$$

Anche nel presente lavoro basato su un impianto CHP alimentato a biogas si considera l'alimentazione di combustibile fossile in piccole quantità, al fine di assicurare il mantenimento di alte produttività per l'impianto, si ipotizzano emissioni di CO_2 fossile del 10% rispetto alle corrispettive per impianti convenzionali:

$$\dot{m}_{CHP_{CO_2}emit} = (r1 \cdot PT_{CHP} + r2 \cdot PE_{CHP}) \cdot rid_{CO_2foss} = 472,32 \frac{kg}{d} \quad (3.36)$$

Si stima la potenza giornaliera netta prodotta mediante l'unità CHP anche per i casi di biogas psicrofilo e termofilo utilizzando la medesima procedura. I risultati salienti sono riportati nella tabella (3.3).

Tabella 3.3 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità CHP alimentata dal biogas

	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
INLET			
$\dot{m}_{bg} (kg/d)$	4368,30	5333,01	6616,30
$\dot{m}_{CH_4CHP} (kg/d)$	2042,57	3007,17	4136,20
OUTLET			
$r1 (kg/kWh)$	0,189	0,189	0,189
$r2 (kg/kWh)$	0,189	0,189	0,189
$\dot{m}_{CHP_{CO_2}emit} (kg/d)$	313,83	472,32	636,24
INPUT ENERGIA			
Potenzialità $_{CH_4inchp} (kW)$	811,09	1194,13	1642,45
RENDIMENTI			
η_{tCHP}	0,47	0,48	0,44
η_{eCHP}	0,38	0,39	0,42
OUTPUT ENERGIA			
$P_{tCHP} (kW)$	380,40	575,57	721,04
$P_{eCHP} (kW)$	311,46	465,71	681,62
$PT_{CHP} (kWh/d)$	9129,63	13813,64	17304,89
$PE_{CHP} (kWh/d)$	7475	11177,01	16358,84

Si può notare come le potenze termiche ed elettriche prodotte aumentino passando dal caso di biogas psicrofilo a biogas termofilo, in quanto si opera con un cogeneratore molto simile in termine di efficienze ma la portata di biogas alimentata e il suo tenore in metano crescono.

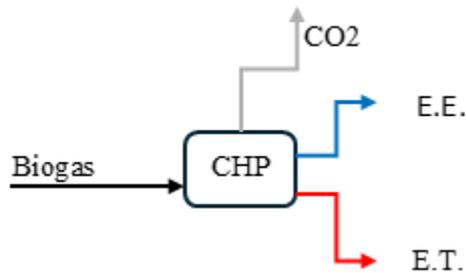


Figura 3.4 Diagramma a blocchi dell'unità CHP alimentata con il biogas.

3.5 Progettazione Upgrading

3.5.1 Progettazione dell'unità di deumidificazione

Si considera il sistema di deumidificazione descritto qualitativamente nella sezione (2.5.1), specificando in modo quantitativo le varie condizioni operative.

Il sistema di deumidificazione del biogas considerato è costituito da un refrigeratore basato su un ciclo frigorifero, la cui struttura è già stata descritta durante la discussione teorica, infatti, attraverso l'evaporazione a bassa pressione e bassa temperatura, il fluido frigorifero acquista energia termica dall'acqua portandola alla temperatura di 1°C. Successivamente l'acqua effettua uno scambio termico con il biogas caldo tramite uno scambiatore di calore, tornando a 4°C e raffreddando il gas in modo da condensare l'umidità presente (BULBIOSKID 01 ITA). Dopo aver effettuato questo scambio termico con il biogas, l'acqua viene ricircolata all'evaporatore del ciclo in modo da tornare a 1°C. Al fine di rimuovere la condensa formatasi nel gas raffreddato, il sistema è provvisto di un separatore ciclonico.

Inoltre, il sistema considerato opera con un biogas riscaldato rispetto alla temperatura ambiente, al fine di aumentare la driving force per lo scambio, il gas entra nello scambiatore a una temperatura di 40°C (BULBIOSKID 01 ITA).

Il biogas deumidificato, uscente dalla parte alta del ciclone, sarà inviato all'unità di trattamento successiva dopo un ulteriore step intermedio di compressione mediante una soffiante, che consentirà anche di compensare le perdite di carico avvenute contestualmente all'impianto di deumidificazione (BULBIOSKID 01 ITA).

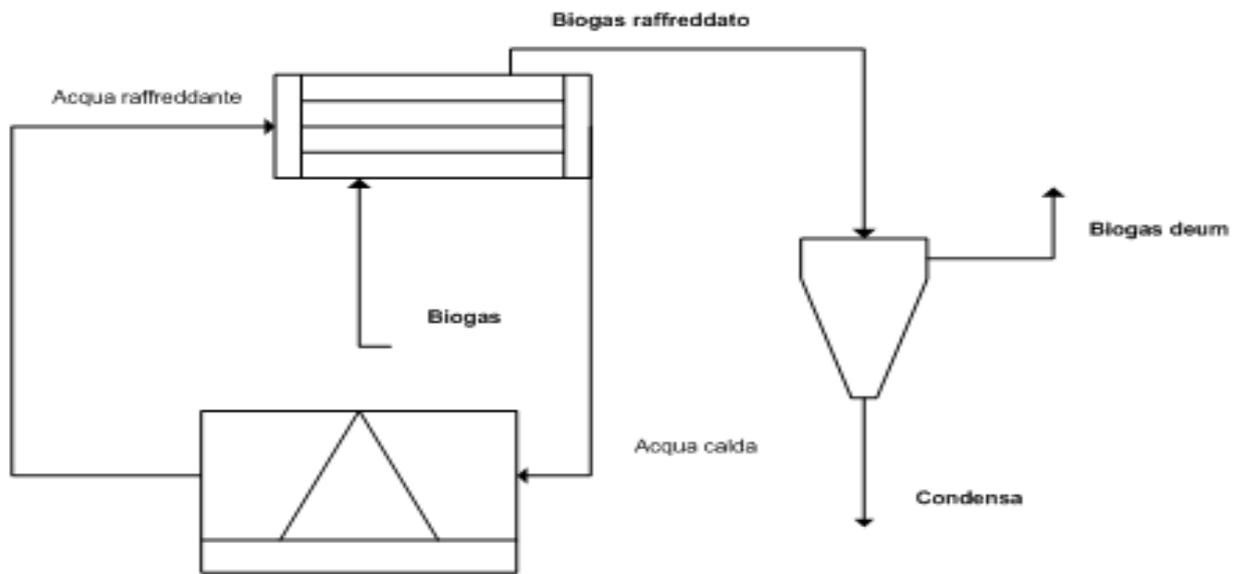


Figura 3.5 Struttura impiantistica dell'unità di deumidificazione.

Data l'importanza della ragione per cui rimuoviamo l'acqua, si imposta una rimozione del 99,9%. E' plausibile pensare ad una rimozione così alta, in quanto, nel presente progetto, si assumeranno le condizioni operative di un impianto di riferimento che opera rimuovendo interamente portate d'acqua del tutto simili a quelle da rimuovere nel presente lavoro (BULBIOSKID 01 ITA). Quindi, ci si aspetta di poter raggiungere una capacità di rimozione praticamente completa.

Quindi si esegue una rimozione del 99,9%.

La portata massica di biogas entrante è la stessa calcolata dalla formula (3.22).

E' possibile calcolare la portata d'acqua presente nel biogas:

$$\dot{m}_{wbg} = \dot{m}_{bg} \cdot fraz_{wbg} = 259,24 \frac{kg}{d} \quad (3.37)$$

Si calcola inoltre l'acqua bypassata alla rimozione:

$$\dot{m}_{wbgbypass} = \dot{m}_{wbg} \cdot (1 - fraz_{wbgrim}) = 0,259 \frac{kg}{d} \quad (3.38)$$

Quindi l'acqua rimossa risulta essere:

$$\dot{m}_{wbgrim} = \dot{m}_{wbg} - \dot{m}_{wbgbypass} = 258,98 \frac{kg}{d} \quad (3.39)$$

Per il proseguo del lavoro è utile calcolare alla fine di ogni trattamento la portata di biogas uscente e la percentuale della sostanza rimossa rimanente.

In questo caso:

$$\dot{m}_{bgoutdis} = \dot{m}_{bg} - \dot{m}_{wbgrim} = 5074,03 \frac{kg}{d} \quad (3.40)$$

$$\%_{wbgoutdis} = \frac{\dot{m}_{wbgyypass}}{\dot{m}_{bgoutdis}} = 0,0051 \% \quad (3.41)$$

E' importante stimare anche i consumi termici ed elettrici di quest'unità.

Per quanto riguarda la portata di biogas entrante è necessario un consumo termico per il riscaldamento fino alla temperatura operativa d'ingresso di 40°C.

$$P_{tinbgdis} = \dot{m}_{bg} \cdot c_{pbg} \cdot (T_{inbgdis} - T_{amb}) = 2,22 \cdot 10^8 \frac{J}{d} = 2,57 kW \quad (3.42)$$

Di conseguenza il consumo termico giornaliero per l'operazione di riscaldamento è:

$$CT_{inbgdis} = P_{tinbgdis} \cdot 24h = 61,57 \frac{kWh}{d} \quad (3.43)$$

Concentrandosi sul ciclo frigorifero, lo step di compressione è sicuramente il più oneroso a livello di consumi elettrici, ma il valore di tali consumi dipende dalla portata di fluido refrigerante che percorre il ciclo che a sua volta deve essere dimensionata in base alla portata termica da scambiare con l'acqua.

Al fine di calcolare la portata d'acqua necessaria al raffreddamento per la condensazione, si simula con Aspen Plus il funzionamento dello scambiatore di calore. I flussi trattati dallo scambiatore di calore sono il biogas e l'acqua refrigerante. Seguono le caratteristiche del flusso di biogas entrante, impostate sul software.

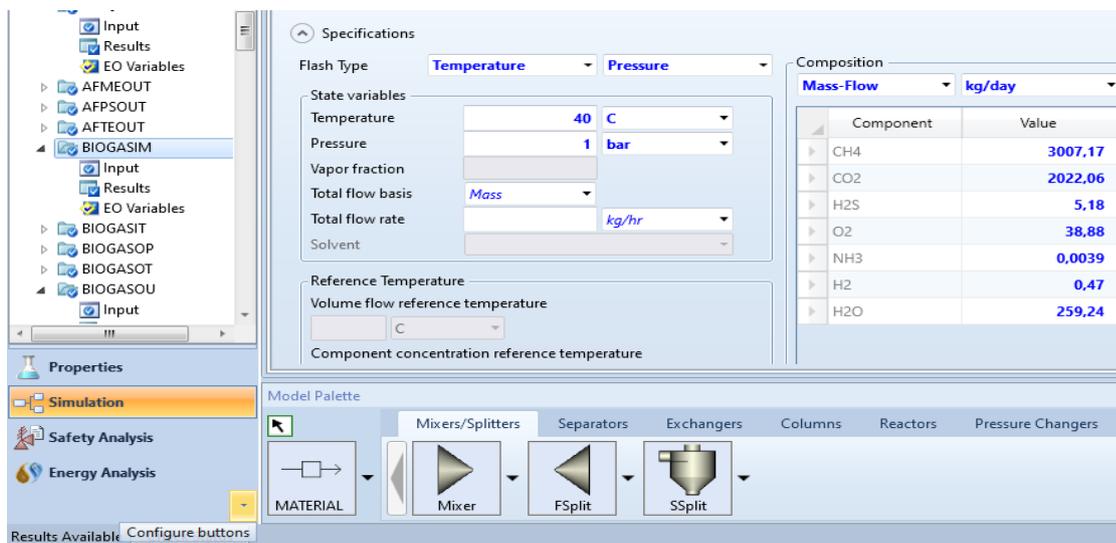


Figura 3.6 Impostazione delle caratteristiche della portata di biogas entrante nello scambiatore su Aspen Plus

Si imposta nella sezione “setup” dello scambiatore di calore la temperatura uscente voluta di 8°C per il biogas

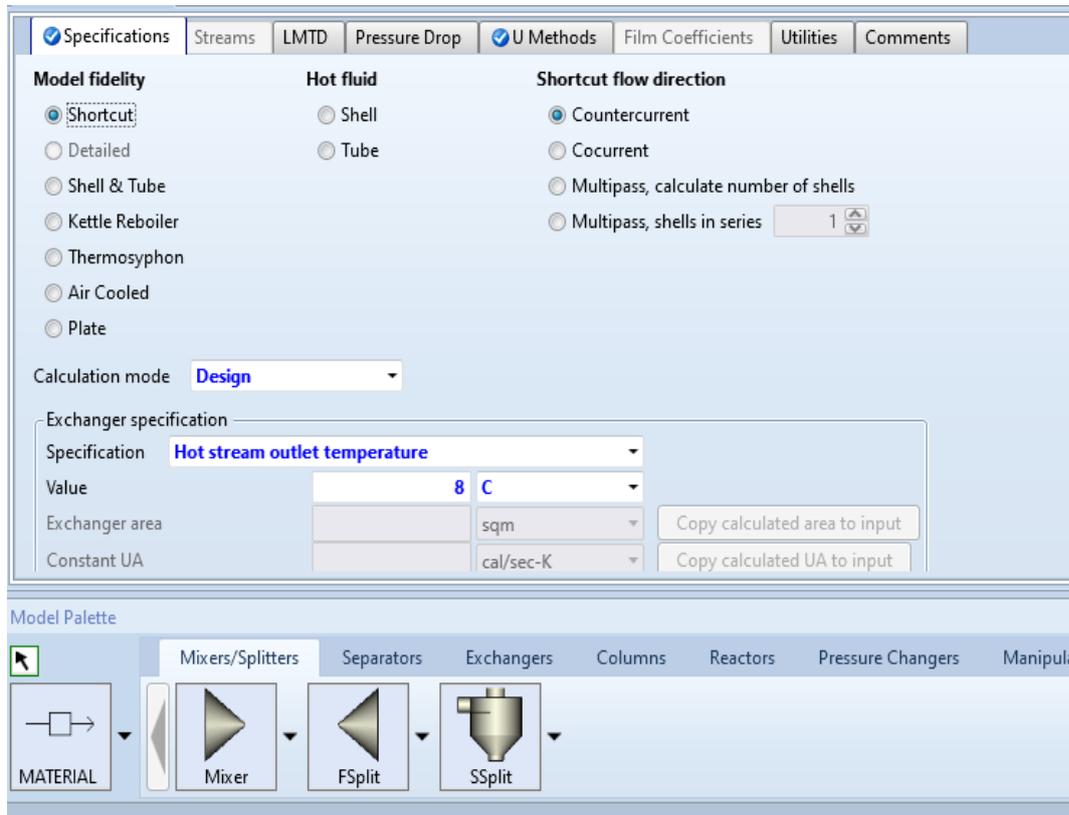


Figura 3.7 Impostazione della temperatura di uscita del gas dallo scambiatore di calore nella sezione “setup” di Aspen Plus.

Con l'obiettivo di mantenere una buona driving force di scambio termico lungo tutto lo scambiatore si decide una temperatura uscente per l'acqua di 4°C, quindi si esegue una "sensitivity" al fine di comprendere come varia tale temperatura al variare della portata d'acqua raffreddante. Per quest'analisi si imposta un range esplorativo che va da 50000 a 100000 $\frac{kg}{d}$, quindi da 2083 a 4166 $\frac{kg}{h}$ di acqua e nella sezione "define" si inserisce come variabile obiettivo la temperatura della portata d'acqua uscente.

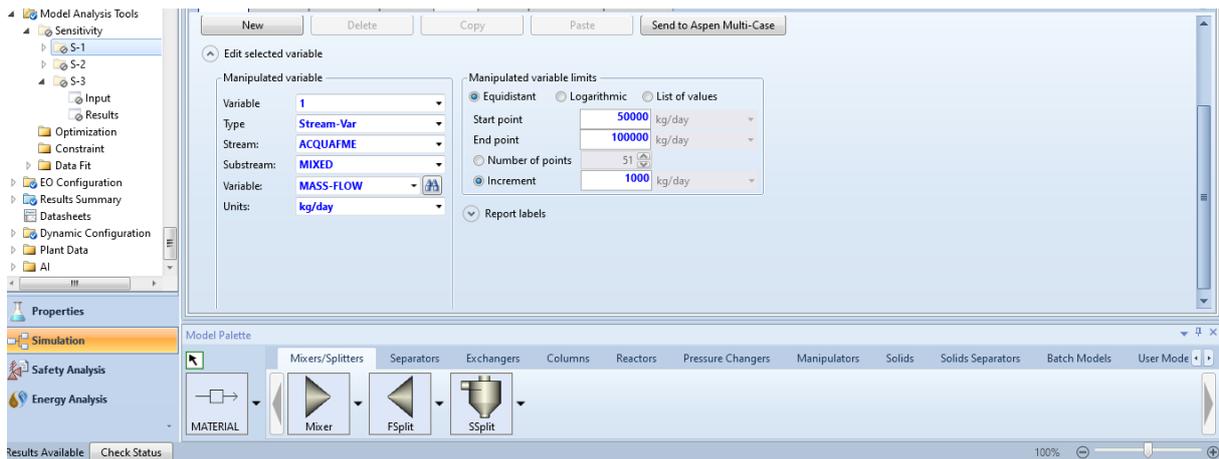


Figura 3.8 Impostazione della sensitivity su Aspen Plus al fine di ottenere la portata obiettivo di acqua raffreddante.

Dalla "sensitivity" risulta che la portata d'acqua corretta, al fine di ottenere una temperatura di uscita dell'acqua di 4°C, si trova tra 2791,67 e 2833,33 $\frac{kg}{h}$.

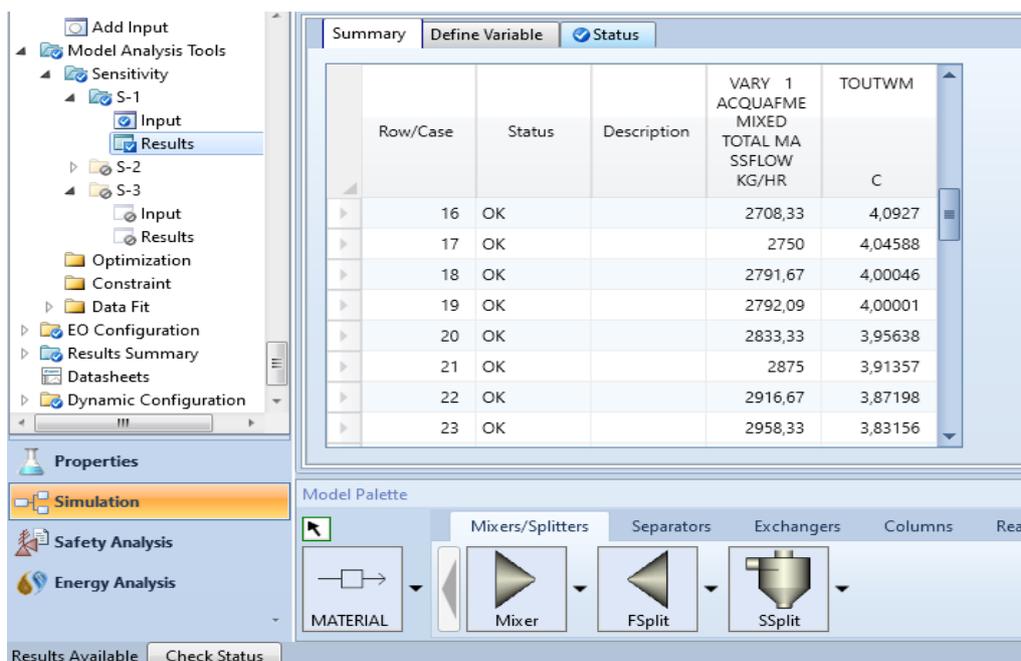


Figura 3.9 Risultato della sensitivity sottoforma di portate d'acqua da alimentare al processo.

A questo punto si opera una “Design” al fine di ottenere il valore di portata d’acqua preciso. Nella sezione “Specification” della “Design” si specifica di voler ottenere una temperatura uscente di 4°C, in “vary” si inserisce il range esplorativo per la portata d’acqua ottenuto come risultato dell’analisi “Sensitivity”

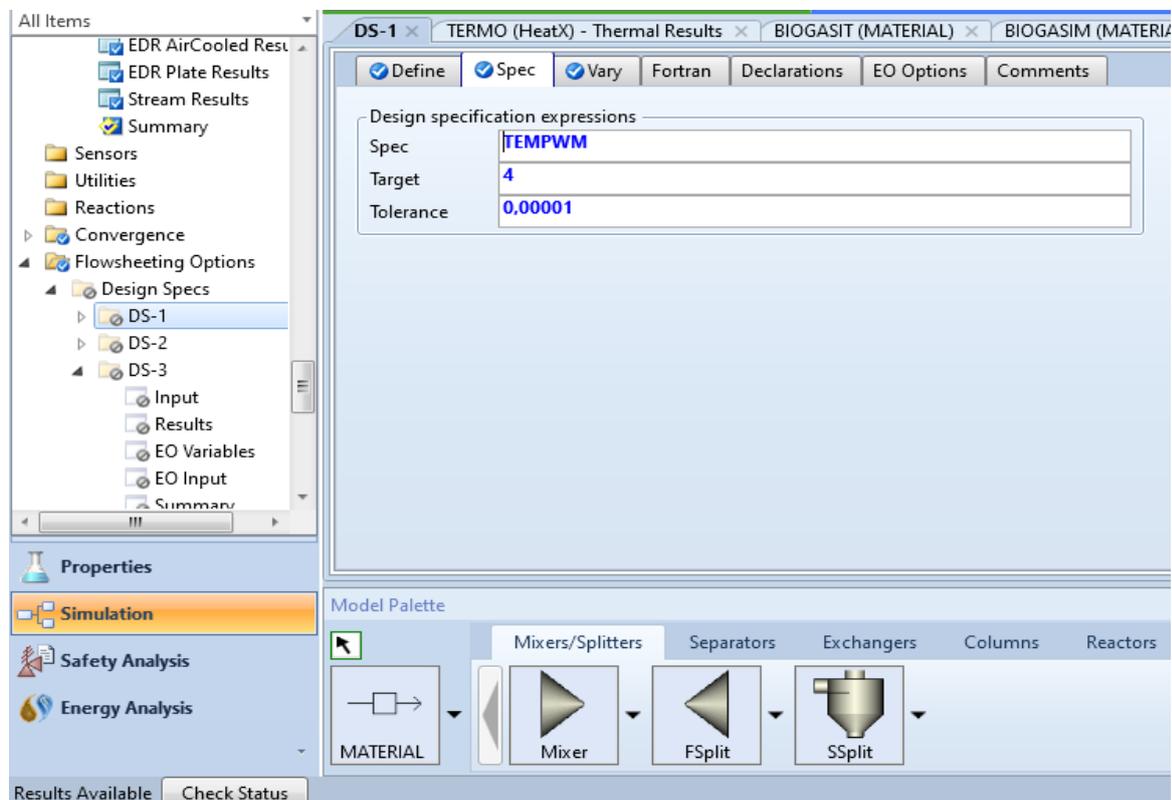


Figura 3.10 Impostazione della sezione specification dell’analisi Design su Aspen Plus.

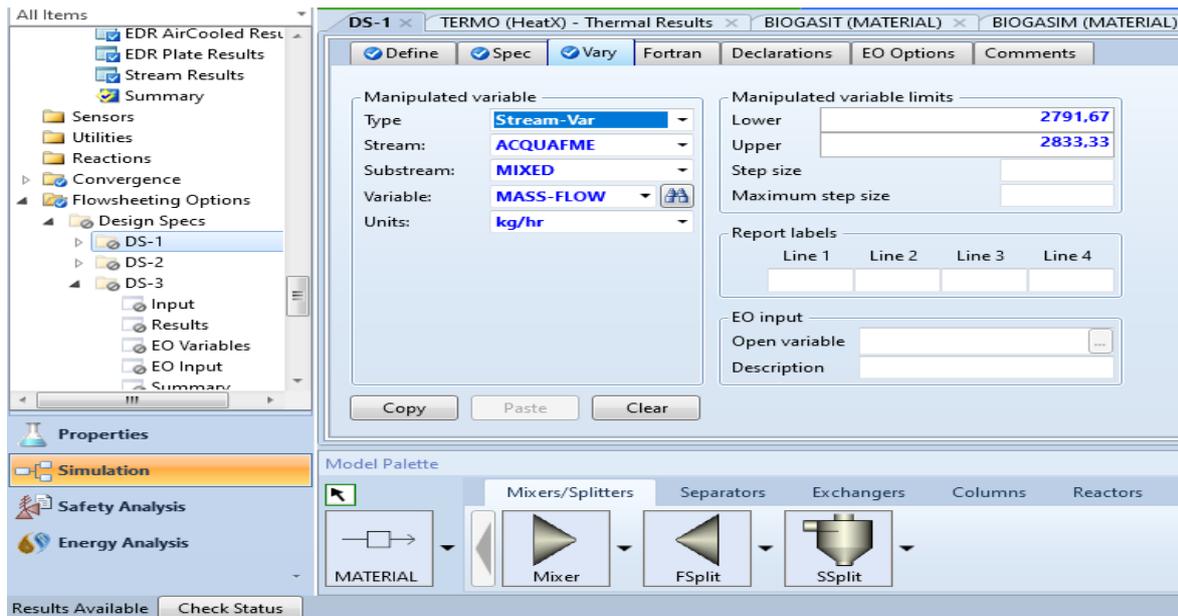


Figura 3.11 Inserimento del range esplorativo di portate nella sezione “vary” dell’analisi Design su Aspen Plus.

Il risultato ottenuto con estrema precisione è il seguente:

$$\dot{m}_{wrefr} = 2792,09 \frac{kg}{h} = 67010,16 \frac{kg}{d}$$

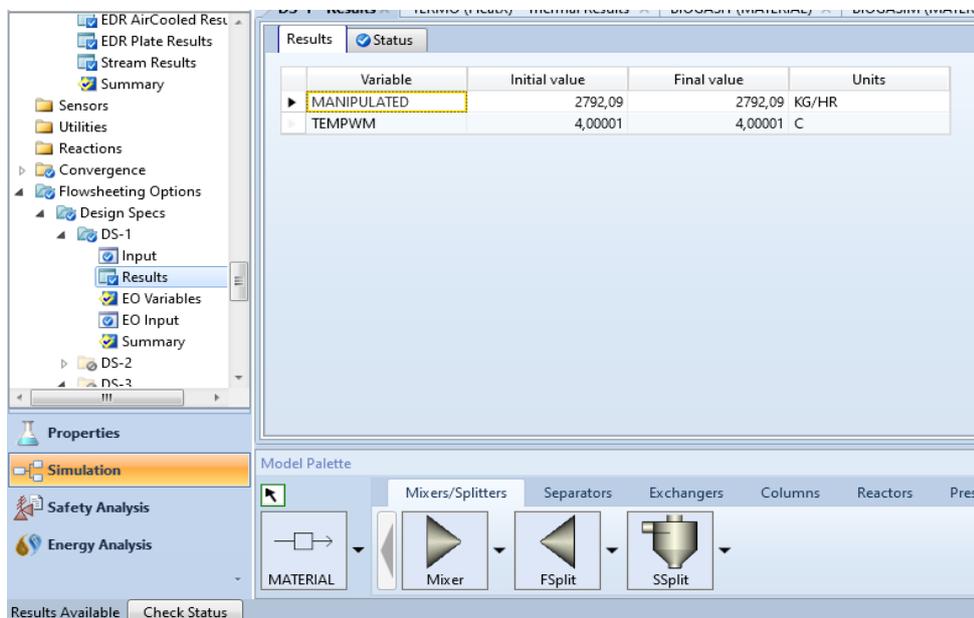


Figura 3.12 Risultato dell’analisi design su Aspen Plus che fornisce il valore esatto della portata d’acqua da alimentare.

Riassumendo, si raggiunge l’obiettivo di ottenere un biogas raffreddato a 8°C, impostando nel “setup” dello scambiatore come temperatura d’uscita della corrente calda 8°C, invece, si

determina la portata d'acqua opportuna al fine di ottenere una temperatura d'uscita di 4°C attraverso le analisi di “Sensitivity” e “Design” precedentemente descritte.

Inoltre, in Aspen Plus, è anche possibile leggere il calore scambiato e quindi asportato dal gas tramite l'acqua refrigerante, il valore è di:

$$Q_{scambdis} = 9,42 \text{ kW}$$

Che può anche essere scritto come:

$$Q_{scambdis} = \dot{m}_{wrefr} \cdot (\hat{H}_{wrefrout} - \hat{H}_{wrefrin}) = \dot{m}_{bg} \cdot (\hat{H}_{bgout} - \hat{H}_{bgin}) \quad (3.44)$$

Nel presente lavoro si considera come fluido frigorifero l'ammoniaca, con un calore latente di evaporazione di $1367,9 \frac{kJ}{kg}$ (Climalife-scheda R717), quindi si può ottenere la portata di ammoniaca che evapora a bassa temperatura e pressione nel ciclo frigorifero.

Considerando che il raffreddamento dell'acqua deve essere tale da consentire un sufficiente scambio termico con il biogas al fine di raffreddarlo, la portata di ammoniaca che deve evaporare risulta:

$$\dot{m}_{NH_3ev} = \frac{Q_{scambdis}}{\lambda_{NH_3ev}} = 594,96 \frac{kg}{d} \quad (3.45)$$

Tuttavia, è bene ricordare che il ciclo frigorifero si basa su un'alternanza di step di compressione ed espansione, prima dell'evaporazione vi è il passaggio dell'ammoniaca in una valvola di laminazione che genera un'espansione e quindi un abbassamento di pressione al fine di poter successivamente performare un'evaporazione a bassa temperatura e pressione. Durante lo step di laminazione però vi è già una certa portata di ammoniaca che evapora e quindi non è più disponibile al successivo step di evaporazione. Questa perdita di refrigerante si attesta al 20% in peso, in frazione massica 0,20. Di conseguenza, per progettare un impianto che consenta di scambiare l'adeguata quantità di calore con l'acqua durante l'evaporazione, occorre sovrastimare la portata di fluido frigorifero rispetto a quella teorica calcolata con la (3.44), compensando le perdite dovute alla laminazione, pertanto, la portata d'ammoniaca effettiva risulta essere:

$$\dot{m}_{NH_3ev\text{eff}} = \frac{\dot{m}_{NH_3ev}}{(1 - \eta_{lossfrigo})} = 743,70 \frac{kg}{d} \quad (3.46)$$

Generalmente impianti basati sull'ammoniaca come fluido refrigerante presentano un coefficiente prestazionale COP pari a 4.

$$COP = \frac{Q_{scambdis}}{P_{elcomp}} \cong 4 \quad (3.47)$$

Quindi, è possibile effettuare una stima dei kW elettrici spesi nell'impianto frigo, che si considerano corrispondenti a quelli relativi al compressore, alla luce del fatto che la compressione risulta essere il contributo maggiore alle spese elettriche.

Invertendo la (3.47), la potenza elettrica necessaria stimata è:

$$P_{elcompfrigo} = \frac{Q_{scambdis}}{COP} = 2,35 \text{ kW} \quad (3.48)$$

Di conseguenza i consumi elettrici giornalieri:

$$CE_{compfrigo} = P_{elcompfrigo} \cdot 24h = 56,52 \frac{\text{kWh}}{\text{d}} \quad (3.49)$$

Percorrendo il sistema di deumidificazione, il biogas incontra una perdita di carico assunta pari a 0,014 bar (BULKBIOSKID 01 ITA), di conseguenza sarà necessario un compressore al fine di riportare la pressione a 1 bar.

La densità del biogas uscente è:

$$\rho_{bgoutdis} = \frac{p_{bgoutdis} \cdot M_{bgoutdis}}{R \cdot T_{bgoutdis}} = \frac{(1 - 0,014) \cdot 10^5 \text{ Pa} \cdot 0,027 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}}{8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol K}} \cdot (8 + 273,15) \text{ K}} = 1,15 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad (3.50)$$

La portata volumica del biogas uscente è:

$$\dot{V}_{bgoutdis} = \frac{\dot{m}_{bgoutdis}}{\rho_{bgoutdis}} = 4413,01 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \quad (3.51)$$

Si calcola la potenza elettrica spesa per la compressione del biogas in uscita, al fine di contrastare le perdite di carico:

$$P_{elbgoutdis} = \frac{\dot{V}_{bgoutdis} \cdot p_{bgoutdis} \cdot \ln \frac{p_{atm}}{p_{bgoutdis}}}{\eta_{comp}} = 7,67 \cdot 10^6 \frac{\text{J}}{\text{d}} = 0,089 \text{ kW} \quad (3.52)$$

Il consumo elettrico giornaliero risulta:

$$CE_{bgoutdis} = P_{elbgoutdis} \cdot 24h = 2,13 \frac{\text{kWh}}{\text{d}} \quad (3.53)$$

Si imposta la stessa procedura di dimensionamento e di stima dei consumi energetici, con lo stesso grado di rimozione del 99,9% desiderato anche nei casi di biogas psicrofilo e mesofilo.

Inoltre, ci si riferisce al medesimo impianto di riferimento da letteratura (BULBIOSKID 01 ITA). Nella tabella (3.4) si riportano i risultati per i tre differenti biogas.

Tabella 3.4 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di deumidificazione del Biogas.

	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
INPUT			
$\dot{m}_{bg}(kg/d)$	4368,30	5333,01	6616,30
$\dot{m}_{wrefr}(kg/d)$	53222,16	67010,16	98060,64
$\dot{m}_{NH_3eff}(kg/d)$	590,68	743,70	1088,31
OUTLET			
$\dot{m}_{bgoutdis}(kg/d)$	4160,09	5074,03	6227,10
$\dot{V}_{bgoutdis}(m^3/d)$	3271,97	4413,01	5820,54
$\dot{m}_{wbgrim}(kg/d)$	208,22	258,98	389,21
$\dot{m}_{wbgout}(kg/d)$	0,208	0,259	0,390
CONSUMI TERMICI ED ELETTRICI			
$CT_{inbgdis}(kWh/d)$	46,12	61,57	80,67
$CE_{compfrigo}(kWh/d)$	44,88	56,51	82,71
$CE_{bgoutdis}(kWh/d)$	1,58	2,13	2,81

Dai risultati ottenuti, si nota come passando dal caso psicrofilo al termofilo, sia necessaria una portata d'acqua refrigerante maggiore per portare il biogas ad 8°C, in quanto si è in presenza di una portata di gas più grande da raffreddare. Di conseguenza, per la (3.44) anche la portata termica asportata dal biogas cresce spostandosi verso il caso termofilo, ma ciò comporta la necessità di una portata crescente di fluido frigorifero evaporante. Per via dell'incremento della portata di ammoniaca nell'impianto frigorifero, si nota, spostandosi verso il regime termofilo, un incremento nei consumi elettrici dovuti allo step di compressione del ciclo.

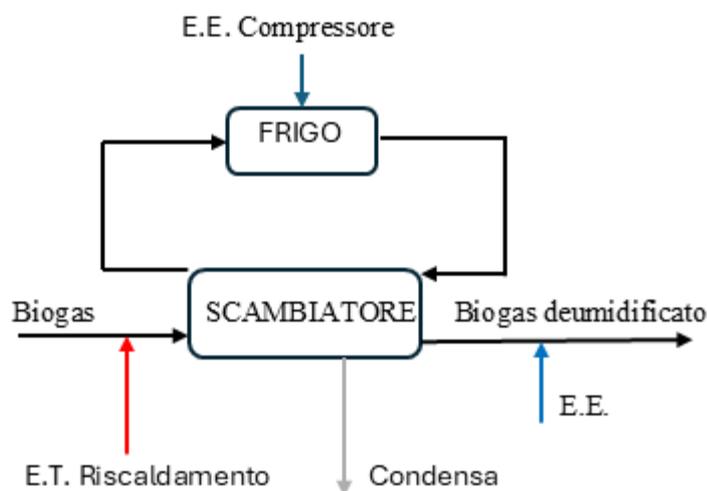


Figura 3.13 Diagramma a blocchi dell'unità di deumidificazione del Biogas.

3.5.2 Progettazione dell'unità di rimozione H_2S

Si utilizza un carbone attivo impregnato con ioni metallici per quanto già discusso nel capitolo precedente sulla base dello studio di Monteleone (G.Monteleone et al 2011).

Per dimensionare la colonna occorre definire la portata massica di biogas in ingresso che risulta essere:

$$\dot{m}_{indeg} = \dot{m}_{bgoutdis}$$

La portata entrante di zolfo è:

$$\dot{m}_{H_2Sindes} = \dot{m}_{bg} \cdot \frac{\%wt_{H_2S}}{100} = 5,18 \frac{kg}{d} \quad (3.54)$$

E' necessario raggiungere una percentuale di H_2S nel biometano dopo la rimozione della CO_2 sotto lo 0,00046%, a questo scopo si procede col dimensionamento dell'unità di desolfurazione fissando una percentuale di primo tentativo di rimozione dell' H_2S , se non risultasse sufficiente a raggiungere l'obiettivo sulla percentuale limite nel biometano finale, si aumenterà tale percentuale di riduzione (Pollution S.r.l).

In questo caso, dai calcoli eseguiti, risulta opportuna una percentuale di rimozione del 99,8% per raggiungere l'obiettivo sul biometano finale.

La portata massica rimossa è:

$$\dot{m}_{H_2Srimdes} = \dot{m}_{H_2Sindes} \cdot fraz_{rimH_2S} = 5,17 \frac{kg}{d} \quad (3.55)$$

La portata molare entrante di H_2S è:

$$\dot{n}_{H_2Sindes} = \frac{\dot{m}_{H_2Sindes}}{M_{H_2S}} = 152,49 \frac{mol}{d} \quad (3.56)$$

Si può calcolare la portata molare di H_2S rimossa:

$$\dot{n}_{H_2Srimdes} = \frac{\dot{m}_{H_2Srimdes}}{M_{H_2S}} = 152,19 \frac{mol}{d} \quad (3.57)$$

Si è deciso di lavorare a 1 bar perché non si ha l'esigenza di q_{adca} elevate data la piccola quantità di H_2S nel biogas. Per leggere il valore q_{adca} corretto, è possibile porsi a 20 bar sull'isoterma proposta da Moradi (H.Moradi et al, 2020) che a basse pressioni è caratterizzata da un andamento approssimativamente lineare con la pressione. In questo modo, leggendo q_{adca} di $2,5 \frac{mol}{kg}$ a 20 bar e spostandosi sull'isoterma lineare al diminuire della pressione, si stima una q_{adca} di $0,13 \frac{mol}{kg}$ a 1 bar (H. Moradi et al, 2020).

Dalle isoterme di adsorbimento riportate in letteratura, a basse pressioni non si notano grandi variazioni del rapporto tra moli adsorbite e kg di adsorbente utilizzato (q_{adca}) al variare della temperatura (H. Moradi et al, 2020). Tuttavia, come già discusso nel capitolo (2.5.2), operando con una temperatura operativa di 120°C, il carbone attivo mantiene una conversione del 100% per circa 1500 minuti (G.Monteleone et al, 2011). Di conseguenza si sceglie di considerare 1 giorno di utilizzo del carbone attivo prima della rigenerazione.

È possibile quindi stimare la massa di carbone attivo necessario per colonna:

$$m_{cades} = \frac{\dot{n}_{H_2Srimdes}}{q_{adca}} = \frac{152,19 \frac{mol}{d}}{0,13 \frac{mol}{kg}} \cdot 1d = 1170,68 kg = 1,17 t \quad (3.58)$$

Si conosce la densità del letto del carbone attivo compresi i vuoti di 300 $\frac{kg}{m^3}$ (SdS Carbone Attivo). E' possibile dimensionare il volume della colonna:

$$V_{colonnaca} = \frac{m_{cades}}{\frac{m_{cades}}{V_{colonnaca}}} = \frac{1170,68 kg}{300 \frac{kg}{m^3}} = 3,90 m^3 \quad (3.59)$$

Si assume una geometria della colonna del tipo:

$$\frac{d}{z} = 0.5$$

Quindi l'altezza e il diametro della colonna sono:

$$z = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{colonnaca}}{\pi \cdot (d+z)^2}} = 2,71 m \quad (3.60)$$

$$d = z \cdot \frac{d}{z} = 1,35 m$$

(3.61)

Come già discusso nel capitolo teorico (2.5.2), si opera con due colonne con le stesse caratteristiche, in modo da garantire la continuità del sistema anche quando la colonna precedentemente operativa inizia la fase di rigenerazione. Di conseguenza, si hanno 2 colonne da 3,90 m^3 e con all'interno 1,17 t di adsorbente.

Inoltre, è necessario prevedere un make-up di carbone attivo in quanto, cautelativamente si considera una rigenerazione solo del 90%. La portata giornaliera di make-up risulta:

$$\dot{m}_{camudes} = \dot{m}_{cades} \cdot 0,10 = 117,07 \frac{kg}{d} \quad (3.62)$$

La portata del biogas in uscita è:

$$\dot{m}_{bgoutdes} = \dot{m}_{indes} - \dot{m}_{H_2Srimdes} = 5068,86 \frac{kg}{d} = 5,07 \frac{t}{d} \quad (3.63)$$

Per i motivi esaustivamente discussi nella sezione (2.5.2), si lavora a 120°C. Di conseguenza è necessario calcolare la portata di calore scambiata per il riscaldamento della portata entrante di biogas dalla temperatura $T_{indes} = T_{bgoutdis} = 8^\circ C$ a $T_{opdes} = 120^\circ C$

$$Q_{indes} = \dot{m}_{indes} \cdot cp_{bg} \cdot (T_{opdes} - T_{indes}) = 9,45 \cdot 10^8 \frac{J}{d} = 10,93 kW \quad (3.64)$$

Di seguito è riportato il relativo consumo termico:

$$CT_{indes} = Q_{indes} \cdot 24 h = 262,42 \frac{kWh}{d} \quad (3.65)$$

Dopo il giorno di utilizzo, si rigenera la massa di carbone attivo tramite un forno elettrico, un forno rotativo a riscaldamento elettrico esterno. Il forno preso come riferimento tratta una portata di 300 kg in 1 h utilizzando una potenza di 305,5 kW. Quindi partendo da questi dati di riferimento si stima la potenza elettrica necessaria per la rigenerazione della massa di carbone attivo nel caso in esame. Dai dati tecnici del forno (KinTek), si nota un incremento quasi lineare della potenza elettrica all'aumentare della portata trattata, quindi si applica la seguente proporzione:

$$P_{elforno} : \dot{m}_{carigdes} = P_{elfornorif} : \dot{m}_{carif}$$

La potenza utilizzata dal forno elettrico è:

$$P_{elforno} = \frac{P_{elfornorif} \cdot \dot{m}_{carigdes}}{\dot{m}_{carif}} = 1192,14 kW \quad (3.66)$$

Il consumo elettrico del forno è:

$$CE_{elforno} = P_{elforno} \cdot 1h = 1192,14 \frac{kWh}{d} \quad (3.67)$$

Si adotta lo stesso procedimento per il dimensionamento della colonna di adsorbimento e per la stima dei consumi anche nei casi di biogas psicrofilo e termofilo. Nel caso psicrofilo però si procede con una rimozione di H_2S del 99,5%, alla luce del fatto che la concentrazione di H_2S nel biogas rispetto al caso mesofilo è inferiore, quindi, è sufficiente rimuoverne meno per ottenerne una concentrazione ammissibile nel biometano alla fine dell'upgrading. Invece nel caso di biogas termofilo si opera con una rimozione di acqua del 99,88% in quanto il gas ha una maggiore concentrazione di H_2S rispetto al biogas mesofilo e quindi è necessario procedere con una rimozione maggiore.

Nel caso di biogas psicrofilo e termofilo, l'unica variazione è la percentuale di rimozione, in quanto q_{adcca} rimane invariato lavorando nelle stesse condizioni di pressione e temperatura e il rapporto $\frac{m_{cades}}{V_{colonnaca}}$ resta lo stesso utilizzando un letto adsorbente analogo.

Alla luce di queste considerazioni, le portate entranti e uscenti dall'unità, il dimensionamento e i consumi elettrici e termici vengono riassunti dalla tabella (3.5)

Tabella 3.5 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di rimozione dell' H_2S del Biogas.

	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
INPUT			
$\dot{m}_{indes}(kg/d)$	4160,09	5074,03	6227,10
$\dot{m}_{H_2S,indes}(kg/d)$	1,41	5,18	7,79
$\dot{m}_{camudes}(kg/d)$	31,72	117,07	176,08
OUTLET			
$\dot{m}_{cawaste}(kg/d)$	31,72	117,07	176,08
$\dot{m}_{H_2S,rimdes}(kg/d)$	1,40	5,17	7,78
$\dot{m}_{outdes}(kg/d)$	4158,68	5068,86	6219,31
DIMENSIONAMENTO			
$V_{colonnaca}(m^3)$	1,06	3,90	5,87
$m_{cades}(kg)$	317,17	1170,68	1760,76
$N_{colonna}$	2	2	2
d/z	0,5	0,5	0,5
$z(m)$	1,75	2,71	3,10
$d(m)$	0,88	1,35	1,55
CONSUMI ELETTRICI E TERMICI			
$CT_{indes}(kWh/d)$	196,75	262,42	338,78
$CE_{formoel}(kWh/d)$	322,99	1192,14	1793,04

Per via delle percentuali di rimozione crescenti dal caso psicrofilo al termofilo, si ottiene una massa di carbone attivo necessaria crescente. Inoltre, considerando una densità del letto di carbone attivo uguale nei tre casi, anche altezza e diametro della colonna hanno taglie via via crescenti passando dal caso psicrofilo al caso termofilo.

I consumi termici per il riscaldamento in ingresso crescono al crescere della portata massica di gas entrante e infatti aumentano passando dal caso psicrofilo al termofilo.

I consumi elettrici del forno per la rigenerazione crescono con la massa di carbone attivo da rigenerare, passando dal caso psicrofilo al termofilo cresce la massa da rigenerare e la conseguenza è un incremento nel consumo elettrico al forno.

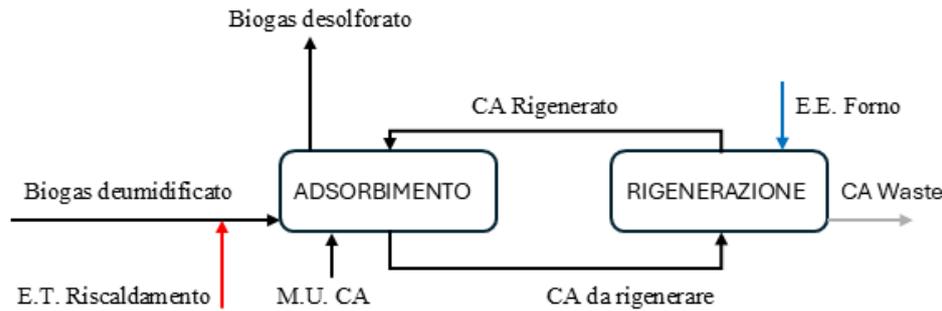


Figura 3.14 Diagramma a blocchi della sezione di rimozione dell'H₂S.

3.5.3 Progettazione dell'unità di rimozione della CO₂ utilizzando MDEA

Si procede al dimensionamento della colonna di assorbimento alimentata dal basso da biogas e dall'alto da una soluzione amminica costituita dal 50%_{wt} di MDEA.

Agendo con una colonna di assorbimento a riempimento, come già discusso nel capitolo di discussione teorica (2.5.3), la reazione avviene praticamente tutta nel film stagnante e ha una cinetica veloce.

Anche in questo caso, come per le precedenti unità, è importante definire le portate massiche di biogas e di CO₂ in ingresso.

$$\dot{m}_{inamm} = \dot{m}_{bgoutdes}$$

$$\dot{m}_{CO_2inamm} = \dot{m}_{bg} \cdot fraz_{bgCO_2} = 2022,06 \frac{kg}{d} = 2,02 \frac{t}{d} \quad (3.68)$$

Di seguito sono riportati alcuni parametri necessari per il dimensionamento che resteranno i medesimi anche per i biogas psicrofilo e termofilo.

$$\text{Superficie di scambio: } a = 115 \frac{m^2}{m^3}$$

$$\text{costante pre-esponenziale (X.Cui et al, 2024): } k_0 = 6,85 \cdot 10^{10} \frac{kmoli}{m^3}$$

$$\text{energia di attivazione (X.Cui et al, 2024): } E_a = 37780 \frac{kJ}{kmole}$$

$$\text{coefficiente di trasporto lato liquido (: } k_l = 0,001 \frac{m}{s}$$

$$\text{E' possibile calcolare la costante cinetica: } k = k_0 \cdot e^{-\frac{E_a}{R \cdot T}} = 56004,56 \frac{kmoli}{m^3 \cdot s}$$

Si procede con il dimensionamento:

$$\dot{m}_{CH_4inamm} = \dot{m}_{bg} \cdot fraz_{bgCH_4} = 3007,17 \frac{kg}{d} = 3,01 \frac{t}{d} \quad (3.69)$$

Si assume una frazione di metano persa $fraz_{CH_4lossamm} = 0,0075$ in accordo con l'articolo di R.Swinbourn et al (R. Swinbourn et al, 2024).

Di conseguenza si calcola la portata di metano persa:

$$\dot{m}_{CH_4lossamm} = \dot{m}_{CH_4inamm} \cdot fraz_{CH_4lossamm} = 22,55 \frac{kg}{d} \quad (3.70)$$

La portata di CO_2 da rimuovere è:

$$\dot{m}_{CO_2rimamm} = \dot{m}_{inamm} - \dot{m}_{CH_4lossamm} - \frac{\dot{m}_{CH_4inamm} - \dot{m}_{CH_4lossamm}}{purezza_{CH_4amm}} \quad (3.71)$$

Da questa formula si nota come, nelle presenti condizioni, sia possibile al massimo ottenere una purezza del 98% in quanto se volessi ottenere percentuali maggiori avrei $\dot{m}_{CO_2rimamm} > \dot{m}_{CO_2inamm}$

Impostando quindi $purezza_{CH_4amm} = 0.98$ si ottiene una portata massica di CO_2 rimossa pari a $2000,78 \frac{kg}{d}$ o $2 \frac{t}{d}$

Invece la portata di metano nel biometano uscente risulta:

$$\dot{m}_{CH_4outamm} = \dot{m}_{CH_4inamm} - \dot{m}_{CH_4lossamm} = 2984,62 \frac{kg}{d} \quad (3.72)$$

Secondo le condizioni operative presentate in letteratura (X.Cui et al, 2024), la portata di gas e il liquido entrano a $40^\circ C$ rispettivamente dalla base e dalla testa della colonna (X.Cui et al, 2024). Vi è sviluppo di calore per via del carattere esotermico del processo e quindi si può assumere una temperatura operativa della colonna mediamente di $51,04^\circ C$, in accordo con i dati di letteratura (X.Cui et al, 2024), di conseguenza è possibile assumere di circa $60^\circ C$ la temperatura del liquido uscente dal fondo. Inoltre, si decide una pressione operativa della colonna di 7 bar, sempre in accordo con i range di pressione presenti in letteratura (R.Swinbourn et al, 2024).

Si considera inoltre un rapporto tra liquido assorbente e gas corrispondente a quello dell'impianto descritto da R.S. Cavaignac et al di 19,12 (R.S. Cavaignac et al, 2021). Questo rapporto in realtà vale per una soluzione con il 35% di MDEA e il 15% di DEA. Nel caso in esame avendo una soluzione al 50% di MDEA avrei bisogno di operare con un rapporto maggiore in quanto la costante cinetica della MDEA è inferiore rispetto a quella della DEA. Tuttavia, in questo caso si è deciso di operare l'assorbimento a pressione maggiore rispetto a

quella riportata nell'articolo di R.S. Cavaignac et al di soli 2,5 bar. Nel capitolo (2.5.3) è stata presentata la dipendenza del flusso dalla pressione, tramite l'equazione (2.24), valida nel caso di reazione veloce che è proprio il caso su cui si basa la progettazione della colonna di assorbimento in esame. Con un incremento di pressione, aumenta anche la pressione parziale della CO_2 nel bulk del gas e quindi per la (2.24) aumenta anche il flusso della CO_2 . Quindi è possibile assumere che, i due effetti opposti sulla performance dell'assorbimento, quello di riduzione della cinetica dovuto alla variazione della composizione della soluzione amminica rispetto all'impianto in letteratura e quello legato alla maggiore pressione operativa si compensino, di conseguenza risulta plausibile utilizzare il rapporto $\frac{\dot{m}_{linamm}}{\dot{m}_{inamm}} = 19,12$ (R.S. Cavaignac et al, 2021).

Quindi la portata di liquido assorbente diventa:

$$\dot{m}_{linamm} = 96916,57 \frac{kg}{d} = 96,92 \frac{t}{d}$$

Dividendo la portata massica di biogas per il peso molecolare si ottiene la portata molare:

$$\dot{n}_{inamm} = \frac{\dot{m}_{inamm}}{M_{bg}} = 1,86 \cdot 10^5 \frac{moli}{d} = 185,80 \frac{kmoli}{d} \quad (3.73)$$

Conoscendo che la soluzione liquida è al 50% di MDEA, allora la portata molare di MDEA è:

$$\dot{n}_{Blinamm} = \frac{\dot{m}_{linamm} \cdot 0,50}{M_{MDEA}} = 407,21 \frac{kmoli}{d} \quad (3.74)$$

Si può stimare la portata volumica di liquido considerando la sua densità pari a quella dell'acqua:

$$\dot{V}_{linamm} = \frac{\dot{m}_{linamm}}{\rho_l} = 96,92 \frac{m^3}{d} \quad (3.75)$$

Si procede calcolando le portate molarie di CO_2 entranti ed uscenti con il biogas:

$$\dot{n}_{Ainamm} = \frac{\dot{m}_{Ainamm}}{M_A} = 45955,96 \frac{mol}{d} \quad (3.76)$$

$$\dot{n}_{Aoutamm} = \frac{\dot{m}_{Ainamm} - \dot{m}_{Arimamm}}{M_A} = 483,74 \frac{mol}{d} \quad (3.77)$$

La frazione molare della CO_2 in ingresso risulta essere:

$$x_{Ainamm} = \frac{\dot{n}_{Ainamm}}{\dot{n}_{inamm}} = 0.25$$

(3.78)

Quindi la pressione parziale della CO_2 in ingresso considerando una pressione totale di esercizio di 7 bar è:

$$p_{Ainamm} = x_{Ainamm} \cdot p_{opamm} = 173141,2 \text{ Pa} \quad (3.79)$$

Per stimare la pressione parziale della CO_2 in uscita occorre calcolare prima la portata molare di biometano in uscita:

$$\dot{n}_{outamm} = \dot{n}_{inamm} - \dot{n}_{Arimamm} - \dot{n}_{CH_4lossamm} = 138919 \frac{\text{mol}}{\text{d}} \quad (3.80)$$

$$x_{Aoutamm} = \frac{\dot{n}_{Aoutamm}}{\dot{n}_{outamm}} = 0,0035 \quad (3.81)$$

Quindi la pressione parziale della CO_2 in uscita è:

$$p_{Aoutamm} = x_{Aoutamm} \cdot p_{opamm} = 2437,52 \text{ Pa} \quad (3.82)$$

Si stima la concentrazione di MDEA nella soluzione liquida in ingresso alla colonna:

$$C_{Blinamm} = \frac{\dot{n}_{Blinamm}}{\dot{V}_{linamm}} = 4,20 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \quad (3.83)$$

Si considera una fettina di colonna di altezza infinitesima dz e sezione S e una reazione veloce da cui discende una concentrazione di CO_2 nel bulk del liquido nulla.

Con queste ipotesi si ottengono i tre seguenti risultati notevoli:

- 1) Con a superficie specifica di scambio e J_A il flusso di CO_2 all'interfaccia tra le fasi, sviluppando il bilancio della CO_2 in fase gas si ottiene:

$$\frac{p_{Agbulk}}{R \cdot T_{amm}} \cdot \dot{V}_{inamm} = \frac{(p_{Agbulk} + dp_{Agbulk})}{R \cdot T_{amm}} \cdot \dot{V}_{inamm} + J_A \cdot a \cdot S \cdot dz \quad (3.84)$$

Semplificando il bilancio si ottiene

$$-\frac{dp_A}{R \cdot T} \cdot \dot{V}_{inamm} = J_A \cdot a \cdot S \cdot dz \quad (3.85)$$

- 2) Si sviluppano in ordine i bilanci alla CO_2 e alla MDEA nel volume $S \cdot dz$.

Il bilancio alla CO_2 :

$$\frac{p_{Agbulk}}{R \cdot T_{amm}} \cdot \dot{V}_{inamm} + R_A \cdot S \cdot dz = \frac{(p_{Agbulk} + dp_{Agbulk})}{R \cdot T_{amm}} \cdot \dot{V}_{inamm} \quad (3.86)$$

Semplificandolo:

$$\frac{dp_{Agbulk}}{R \cdot T_{amm}} \cdot \dot{V}_{inamm} = R_A \cdot S \cdot dz \quad (3.87)$$

Il bilancio alla $MDEA$:

$$(C_{Blbulk} + dC_{Blbulk}) \cdot \dot{V}_{inamm} + R_B \cdot S \cdot dz = C_{Blinamm} \cdot \dot{V}_{inamm} \quad (3.88)$$

Semplificando:

$$-dC_{Blbulk} \cdot \dot{V}_{inamm} = R_B \cdot S \cdot dz \quad (3.89)$$

Combinando le (3.87) e (3.89) con la relazione tra le costanti cinetiche $\frac{R_A}{v_A} = \frac{R_B}{v_B}$, si ottiene:

$$\frac{dp_{Agbulk}}{R \cdot T} \cdot \dot{V}_{inamm} = -\frac{v_A}{v_B} \cdot \dot{V}_{inamm} \cdot dC_{Blbulk} \quad (3.90)$$

- 3) Considerando valide la legge di Henry all'interfaccia, l'uguaglianza dei flussi di CO_2 nelle due fasi e l'ipotesi di reazione veloce è possibile applicare la (2.31), con il coefficiente globale di scambio K_0 espresso dalla (2.28).

Combinando le relazioni (2.31) e (3.85) si ottiene il seguente integrale risolutivo per il calcolo del volume della colonna:

$$Z = -\frac{\dot{V}_{inamm}}{S} \cdot \int_{p_{Ain}}^{p_{Aout}} \frac{dp_{Agbulk}}{p_{Agbulk} \cdot K_0 \cdot a} \quad \text{con } K_0 = f(C_{Ali}, C_{Blbulk}) \quad (3.91)$$

Per risolvere l'integrale analiticamente è necessario esprimere K_0 unicamente come funzione di p_{Agbulk} .

Per farlo, come primo passo, si scrive una relazione che esprima C_{Blbulk} in funzione di p_{Agbulk} integrando la relazione (3.90) tra la sezione 1(uscita liquido) e la sezione generica della colonna:

$$\int_{C_{Blout}}^{C_{Blbulk}} dC_{Blbulk} = - \frac{\dot{V}_{inamm}}{\dot{V}_{linamm}} \cdot \frac{v_B}{v_A} \cdot \int_{p_{Ainamm}}^{p_{Agbulk}} \frac{dp_{Agbulk}}{R \cdot T} \quad (3.92)$$

Da cui si ottiene

$$C_{Blbulk} = C_{Blout} - \frac{\dot{V}_{inamm}}{\dot{V}_{linamm}} \cdot \frac{v_B}{v_A} \cdot \frac{p_{Agbulk} - p_{Ainamm}}{R \cdot T_{amm}} \quad (3.93)$$

In questo modo resta $K_0 = f(C_{Ali}, p_{Agbulk})$

Inoltre, si considera come ipotesi semplificativa una resistenza trascurabile allo scambio di materia lato gas e da ciò discende $p_{Agbulk} \cong p_{Ai}$

Combinando quest'ipotesi semplificativa con la legge di Henry (2.23) valida all'interfaccia tra le due fasi, si ottiene la seguente serie di equazioni:

$$m \cdot C_{Ali} = \frac{p_{Ai}}{R \cdot T} = \frac{p_{Agbulk}}{R \cdot T} \quad (3.94)$$

Quindi si può scrivere K_0 solo in funzione di p_{Agbulk} .

Sempre alla luce di questa seconda ipotesi semplificativa sulla resistenza allo scambio di materia lato gas, la relazione (2.28) diventa:

$$K_0 \cdot a = \frac{k_l \cdot a \cdot E_a}{m} \quad (3.95)$$

Sostituendo nell'integrale risolutivo:

$$V_{colass} = - \frac{\dot{V}_{inamm} \cdot m}{k_l \cdot a} \int_{p_{Ain}}^{p_{Aout}} \frac{dp_{Agbulk}}{p_{Agbulk} \cdot E_a} \quad (3.96)$$

In generale E_a varia al variare della posizione nella colonna e quindi occorrerebbe risolvere l'integrale punto per punto. Infatti, E_a dipende dalla cinetica di reazione e si può passare da una cinetica dello pseudo-primordine ad una istantanea lungo il profilo della colonna.

Invece se si considera una reazione chimica con cinetica veloce e dello pseudo-primordine in tutta la colonna, secondo la relazione (2.22), E_a è costante e pari a φ che a sua volta è definito come:

$$\varphi = \frac{D_A}{k_l} \cdot \sqrt{\frac{k \cdot C_{Blbulk}}{D_A}} = \frac{\sqrt{k \cdot C_{Blbulk} \cdot D_A}}{k_l} \quad (3.97)$$

Nel presente lavoro si porta avanti tale assunzione avendone dimostrato matematicamente la correttezza.

Quindi l'integrale risolutivo diventa:

$$V_{colass} = - \frac{\dot{V}_{inamm} \cdot m}{k_l \cdot a} \int_{p_{Ain}}^{p_{Aout}} \frac{dp_{Agbulk}}{p_{Agbulk} \cdot \varphi} \quad (3.98)$$

Per maggiore chiarezza nella procedura risolutiva si decide di raggruppare il rapporto prima dell'integrale in una sola variabile:

$$\alpha = \frac{\dot{V}_{inamm} \cdot m}{k_l \cdot a} = 11297,02 \text{ m} \quad (3.99)$$

In questo modo, l'integrale risolutivo diventa:

$$V_{colass} = - \alpha \int_{p_{Ain}}^{p_{Aout}} \frac{dp_{Agbulk}}{p_{Agbulk} \cdot \varphi} \quad (3.100)$$

Sostituendo l'espressione di φ ed esprimendo la C_{Blbulk} con la (3.93) si può scrivere:

$$V_{colass} = - \frac{\alpha}{c} \int_{p_{Ainamm}}^{p_{Aoutamm}} \frac{dp_{Agbulk}}{p_{Agbulk} \cdot \sqrt{a - b \cdot p_{Agbulk}}} \quad (3.101)$$

Con:

$$c = \frac{\sqrt{k \cdot D_A}}{k_l} = 7,48 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \quad (3.102)$$

$$b = \frac{\dot{V}_{namm} \cdot v_B}{\dot{V}_{linamm} \cdot v_A \cdot R \cdot T_{amm}} = 2,65 \cdot 10^{-6} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \quad (3.103)$$

$$a = C_{Blout} + \frac{\dot{V}_{inamm} \cdot v_B}{\dot{V}_{linamm} \cdot v_A \cdot R \cdot T_{amm}} \cdot p_{Ain} = 4,21 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \quad (3.104)$$

La risoluzione dell'integrale presente nella relazione finale (3.101) avviene mediante il metodo dei fratti semplici dopo aver applicato il cambio di variabile $x = \sqrt{a - b \cdot p_{Agbulk}}$

Si applica il metodo sul seguente integrale:

$$\int_{p_{Ain}}^{p_{Aout}} \frac{dp_{Agbulk}}{p_{Agbulk} \cdot \sqrt{a - b \cdot p_{Agbulk}}} \quad (3.105)$$

Ottenendo come risultato finale:

$$V_{colass} = \frac{\alpha}{c \cdot \sqrt{a}} \cdot \left(\ln \left(\text{abs} \left(\frac{\sqrt{a} + \sqrt{a - b \cdot p_{Aout}}}{\sqrt{a} - \sqrt{a - b \cdot p_{Aout}}} \right) \right) - \ln \left(\text{abs} \left(\frac{\sqrt{a} + \sqrt{a - b \cdot p_{Ain}}}{\sqrt{a} - \sqrt{a - b \cdot p_{Ain}}} \right) \right) \right) = 3178,38 \text{ m}^3 \quad (3.106)$$

Per mantenere ragionevoli le dimensioni di altezza e diametro si opera con 5 colonne. Pertanto, il volume effettivo delle colonne è:

$$V_{colasseff} = \frac{V_{colass}}{5} = 635,68 \text{ m}^3 \quad (3.107)$$

Da impianti analoghi riportati in letteratura si considera come ragionevole un rapporto tra altezza e diametro di 2,4 (D. Pinna et al, 2014).

$$\frac{z}{d} = 2,4$$

Considerando una sezione circolare:

$$d = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{colasseff}}{\pi \cdot \frac{H}{D}}} = 6,96 \text{ m} \quad (3.108)$$

$$z = 2,4 \cdot d = 16,70 \text{ m} \quad (3.109)$$

Ora si esegue la stima dei consumi energetici:

Nella fase di alimentazione alla colonna di assorbimento occorre raffreddare il biogas entrante fino a 40°C.

Si stimano i consumi termici legati a questo raffreddamento:

$$Q_{inamm} = \dot{m}_{inamm} \cdot c_{pbg} \cdot (T_{inamm} - T_{bgoutdes}) = -6,7 \cdot 10^8 \frac{J}{d} = -7,80 \text{ kW} \quad (3.110)$$

$$CT_{inamm} = Q_{inamm} \cdot 24 \text{ h} = -187,25 \text{ kWh/d} \quad (3.111)$$

Per alimentare la corrente di biogas è necessaria una compressione fino alla pressione operativa di 7 bar.

Quindi si stimano i consumi elettrici al compressore.

Si calcola la portata volumica del biogas entrante attraverso il calcolo della densità:

$$\rho_{outdes} = \frac{p_{outdes} \cdot M_{bg}}{R \cdot T_{outdes}} = 0,83 \frac{kg}{m^3} \quad (3.112)$$

$$\dot{V}_{bgoutdes} = \frac{\dot{m}_{inamm}}{\rho_{bgoutdes}} = 6073,06 \frac{m^3}{d} \quad (3.113)$$

Si calcola la potenza elettrica per la compressione del biogas (TopMotors – scheda N.26, 2021):

$$P_{inamm} = \frac{\dot{V}_{bgoutdes} \cdot p_{opamm} \cdot \ln \frac{p_{opamm}}{p_{bgoutdes}}}{\eta_{comp}} = 1,97 \cdot 10^9 \frac{J}{d} = 22,80 kW \quad (3.114)$$

Il consumo elettrico giornaliero dovuto alla compressione del biogas risulta pari a:

$$CE_{inamm} = P_{inamm} \cdot 24h = 547,11 \frac{kWh}{d} \quad (3.115)$$

Occorre anche comprimere la soluzione amminica alimentata alla colonna dall'alto alla pressione operativa di 7 bar.

La prevalenza alla pompa che opera tale compressione è:

$$Prev_{manom} = z + \frac{p_{opamm} - p_{amb}}{9810} \quad (3.116)$$

Si calcola la potenza elettrica necessaria alla compressione:

$$P_{linamm} = \frac{Prev_{manom} \cdot g \cdot \dot{V}_{linamm} \cdot \rho_{acqua}}{\eta_{pomp}} = 1,11 kW \quad (3.117)$$

Il consumo elettrico giornaliero corrispondente:

$$CE_{linamm} = P_{linamm} \cdot 24 h = 26,68 \frac{kWh}{d} \quad (3.118)$$

Successivamente, occorre scaldare la portata di soluzione amminica a 40°C, segue il calcolo della portata di calore di riscaldamento:

$$Q_{linamm} = \dot{m}_{linamm} \cdot c_{p_{linamm}} \cdot (T_{linamm} - T_{amb}) = 1,01 \cdot 10^{10} \frac{J}{d} = 117,42 \text{ kW} \quad (3.119)$$

Il consumo termico dovuto a tale riscaldamento è:

$$CT_{linamm} = Q_{linamm} \cdot 24 \text{ h} = 2817,98 \frac{kWh}{d} \quad (3.120)$$

Inoltre, è necessario fornire energia termica alla colonna di stripping per poter strappare la CO_2 assorbita e rigenerare la soluzione assorbente. Nello studio di Cavaignac è indicato che, quando si opera con MDEA in condizioni simili a quelle considerate, vi è un consumo di energia termica allo stripper per m^3 di portata da rigenerare di $222974 \frac{kJ}{m^3}$.

Quindi la portata termica da fornire allo stripping nel presente caso è:

$$Q_{stramm} = 222974 \frac{kJ}{m^3} \cdot \frac{\dot{m}_{linstr}}{\rho_{acqua}} = 2,21 \cdot 10^7 \frac{kJ}{d} = 255,28 \text{ kW} \quad (3.121)$$

Con un consumo termico giornaliero di:

$$CT_{stramm} = Q_{stramm} \cdot 24h = 6126,67 \frac{kWh}{d} \quad (3.122)$$

Alla colonna di stripping tipicamente si arriva a temperature di circa 120°C o poco superiori con pressione di 2 bar (R.S. Cavaignac et al, 2021). Quindi è necessario calcolare il consumo elettrico alla pompa che riporta la soluzione rigenerata alla pressione di 7 bar.

$$Prev_{manom} = z + \frac{p_{opamm} - p_{reb}}{9810} = 68,97 \text{ m} \quad (3.123)$$

Si calcola la portata volumetrica passante per la pompa considerando le perdite di soluzione amminica allo stripper. In letteratura viene indicato che queste perdite sono attorno a 0,001 kg persi per kg di CO_2 rimossa dal processo (G.Cali et al, 2016).

In caso quindi si perdono $2 \frac{kg}{d}$ di soluzione amminica. Si assume approssimativamente che le perdite corrispondano a $1 \frac{kg}{d}$ di ammina e $1 \frac{kg}{d}$ di acqua.

Di conseguenza la portata massica di soluzione assorbente ricircolata è:

$$\dot{m}_{tricamm} = \dot{m}_{inliqamm} - 2 \frac{kg}{d} = 96914,56 \frac{kg}{d} \quad (3.124)$$

Quindi la portata volumica trattata dalla pompa di ricircolo è:

$$\dot{V}_{lricamm} = \frac{\dot{m}_{lricamm}}{\rho_{acqua}} = 96,91 \frac{m^3}{d} = 0,001 \frac{m^3}{s} \quad (3.125)$$

La potenza necessaria utilizzata alla pompa è:

$$P_{pompricamm} = \frac{Prev_{manom} \cdot g \cdot \dot{V}_{lricamm} \cdot \rho_{acqua}}{\eta_{pomp}} \quad (3.126)$$

Il consumo giornaliero della pompa è:

$$CE_{pompricamm} = P_{pompricamm} \cdot 24h = 23,19 \frac{kWh}{d} \quad (3.127)$$

Invece il raffreddamento fino ai 40°C con cui il liquido rientra nella colonna di assorbimento avviene in due step. Il primo consiste nel passaggio in un economizzatore, dove si ha un primo raffreddamento per via dello scambio termico con il liquido uscente dalla colonna di assorbimento. In questo modo si risparmia in termini di consumo termico per il raffreddamento operato appena prima dell'ingresso in colonna.

Si assume di utilizzare un economizzatore dimensionato in modo tale da garantire una differenza di 18°C, tra la temperatura di ingresso della corrente ricircolata e la temperatura di uscita della soluzione amminica, così da mantenere una sufficiente driving force per garantire il corretto funzionamento dello scambiatore di calore.

Con Aspen Plus si simula il funzionamento di questo economizzatore e dal software risulta un raffreddamento della corrente liquida ricircolata fino a 105,9°C.

Nella sezione di raffreddamento, appena prima dell'ingresso in colonna di assorbimento, si raffredda il liquido da 105,9 a 40°C, pertanto segue il calcolo del calore da asportare:

$$Q_{raffric} = \dot{m}_{lricamm} \cdot cp_{acqua} \cdot (T_{lricamm} - 105,9^\circ C) = -309,50 kW \quad (3.128)$$

Di conseguenza il consumo termico per il raffreddamento risulta:

$$CT_{raffric} = Q_{raffric} \cdot 24h = -7428,05 \frac{kWh}{d} \quad (3.129)$$

Come è stato precedentemente descritto abbiamo la perdita di 1 $\frac{kg}{d}$ di ammina e di 1 $\frac{kg}{d}$ di acqua allo stripper, di conseguenza è necessario fornire una portata di make-up di soluzione amminica.

In questo caso la portata di make-up sarà quindi $\dot{m}_{lmuamm} = 2 \frac{kg}{d}$

Quindi è necessario stimare anche i consumi termici ed elettrici di alimentazione per la portata di make-up.

Segue la stima della portata termica necessaria per il riscaldamento della corrente di make-up:

$$Q_{lmuamm} = \dot{m}_{lmuamm} \cdot c_{p_{acqua}} \cdot (T_{linamm} - T_{amb}) = 209431,4 \frac{J}{d} = 0,0024 \text{ kW} \quad (3.130)$$

Il consumo termico giornaliero dovuto all'alimentazione della portata di make-up d'ammina è:

$$CT_{lmuamm} = Q_{lmuamm} \cdot 24 \text{ h} = 0,058 \frac{kWh}{d} \quad (3.131)$$

La prevalenza manometrica per la pompa che alimenta la portata di make-up alla colonna è calcolata con la (3.116) e risulta pari a 77,87 m.

La portata volumica della soluzione liquida di make-up è:

$$\dot{V}_{lmuamm} = \frac{\dot{m}_{lmuamm}}{\rho_{acqua}} = 0,002 \frac{m^3}{d} = 2,32 \cdot 10^{-8} \frac{m^3}{s} \quad (3.132)$$

La potenza elettrica necessaria per il pompaggio della corrente di make-up alla pressione di 7 bar è:

$$P_{pompmu} = \frac{\dot{V}_{lmuamm} \cdot \rho_{acqua} \cdot Prev_{manom} \cdot g}{\eta_{pomp}} = 0,023 \text{ W} = 0,000023 \text{ kW} \quad (3.133)$$

Il consumo elettrico giornaliero dovuto a tale pompaggio è:

$$CE_{pompmu} = P_{pompmu} \cdot 24 \text{ h} = 0,00055 \frac{kWh}{d} \quad (3.134)$$

Per i casi di biogas psicrofilo e termofilo la procedura di dimensionamento e stima dei consumi è la medesima, pertanto, si riportano solo i risultati salienti nelle seguenti tabelle riassuntive per i tre regimi differenti.

Tabella 3.6 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di assorbimento con MDEA.

INPUT	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
$\dot{m}_{bginamm} (kg/d)$	4158,68	5068,86	6219,31
$\dot{V}_{bginamm} (m^3/d)$	512,83	691,04	911,08
$\dot{m}_{linamm} (kg/d)$	79514,03	96916,57	118913,30

\dot{m}_{CO_2amm} (kg/d)	2084,26	2022,06	2077,84
\dot{m}_{Imuamm} (kg/d)	2,07	2,00	1,99
OUTPUT			
$\dot{m}_{CO_2rimamm}$ (kg/d)	2074,74	2000,78	1999,34
\dot{m}_{lperso} (kg/d)	2,07	2,00	2,00
$\dot{m}_{bgoutamm}$ (kg/d)	2068,62	3045,53	4188,96
\dot{m}_{CH_4perso} (kg/d)	9,52	21,28	78,50
$\dot{m}_{CH_4bgoutamm}$ (kg/d)	2027,25	2984,62	4105,18
ALTRE CORRENTI DI PROCESSO			
\dot{m}_{linstr} (kg/d)	81588,77	98917,34	120912,6
\dot{m}_{lric} (kg/d)	79511,95	96914,56	118911,30
\dot{V}_{lric} (m ³ /d)	79,51	96,91	118,91
DIMENSIONAMENTO			
$V_{colammeff}$ (m ³)	2748,69	3178,38	3009,30
N_{colamm}	5	5	5
$V_{colammeff}$ (m ³)	549,74	635,68	601,86
z	15,92	16,71	16,41
d	6,63	6,96	6,84
CONSUMI ELETTRICI E TERMICI			
$CT_{bginamm}$ (kWh/d)	140,49	187,25	242,67
CT_{lamm} (kWh/d)	2311,98	2817,98	3457,57
CT_{str} (kWh/d)	5053,38	6126,67	7488,99
CT_{ricamm} (kWh/d)	5744,66	7428,05	9555,17
CT_{mu} (kWh/d)	0,060	0,058	0,058
$CE_{bginamm}$ (kWh/d)	406,02	547,11	721,32
CE_{liqamm} (kWh/d)	21,67	26,68	32,61
CE_{ricamm} (kWh/d)	18,80	23,19	28,32
CE_{mu} (kWh/d)	0,00057	0,00055	0,00055
CONCENTRAZIONE FINALE			
H_2S (%)	0,00034	0,00034	0,00022

NH_3 (%)	0,00010	0,00013	0,00016
------------	---------	---------	---------

Per quanto riguarda i consumi termici, si nota come in generale siano maggiori per il caso termofilo, questo risultato si lega al fatto che sia le portate di ammina, di gas trattate in ingresso alla colonna che la portata da rigenerare allo stripping sono crescenti passando dal biogas psicrofilo al termofilo.

Anche per i consumi elettrici si presenta questa caratteristica, sempre a causa di portate di gas e liquido trattate da compressori e pompe che sono maggiori per il biogas termofilo.

Inoltre, è necessario controllare alla fine del processo di Upgrading che siano accettabili le concentrazioni di H_2S e NH_3 presenti nel biometano prodotto. Le concentrazioni residue nel biometano sono accettabili in quanto inferiori allo 0,00046 % per l' H_2S e allo 0,0007% per l' NH_3 (Pollution S.r.l).

In una prima iterazione del metodo di dimensionamento illustrato per le unità di Upgrading, si potrebbero ottenere delle concentrazioni finali non accettabili. Allora occorre modificare i fattori di rimozione al fine di riportare le concentrazioni a valori accettabili, con possibili ripercussioni sull'altezza della colonna di carbone attivo e sulla quantità di adsorbente utilizzato al suo interno o con la necessità di dover implementare un sistema per la rimozione dell'ammoniaca che sfrutti per esempio la buona affinità con l'acqua.

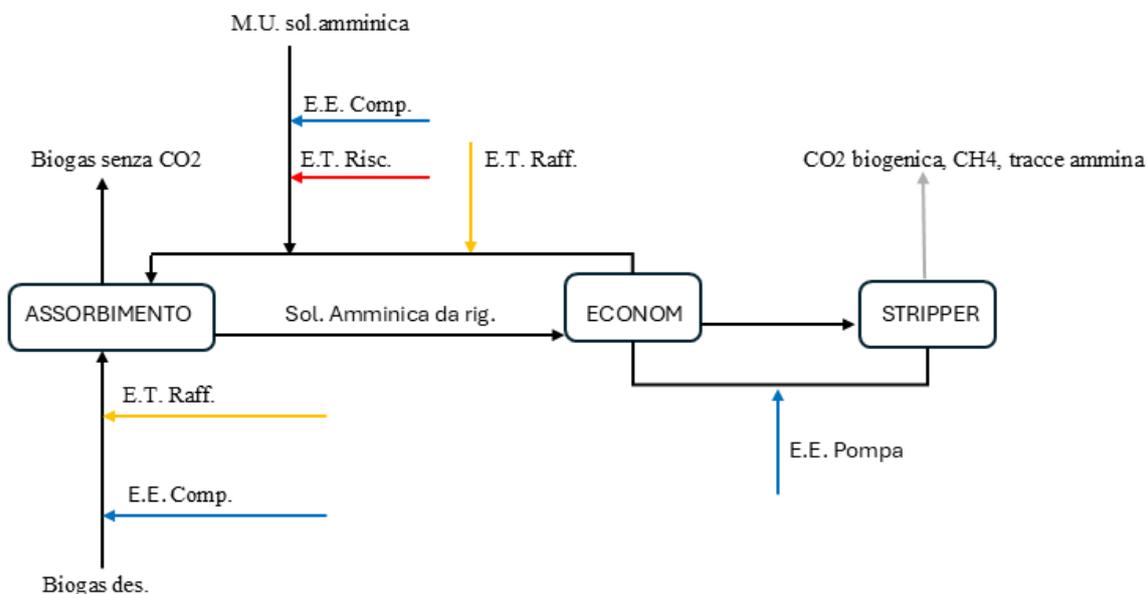


Figura 3.15 Diagramma a blocchi dell'unità di rimozione della CO_2 tramite assorbimento con MDEA.

3.5.4 Progettazione dell'unità di rimozione della CO_2 – PSA

Per il dimensionamento dell'unità di PSA ci si impone l'obiettivo di ottenere un biogas con una purezza del 97% in accordo anche con i dati di letteratura, in base ai quali si considera una perdita di metano del 3% (R.Swinbourn et al, 2024)

Le portate massiche di Biogas e di CO_2 in ingresso all'unità PSA sono uguali a quelle in ingresso all'unità di assorbimento chimico con le ammine.

Ora considerando le perdite del 3% di metano, si può stimare il metano perso:

$$\dot{m}_{CH_4lossPSA} = \dot{m}_{CH_4inPSA} \cdot fraz_{CH_4lossPSA} = 90,22 \frac{kg}{d} \quad (3.135)$$

Allora la portata di metano presente nel biogas purificato è:

$$\dot{m}_{CH_4outPSA} = \dot{m}_{inCH_4PSA} - \dot{m}_{CH_4lossPSA} = 2916,96 \frac{kg}{d} \quad (3.136)$$

Quindi si calcola la portata di CO_2 da sottrarre per ottenere la purezza desiderata:

$$\frac{\dot{m}_{CH_4outPSA}}{\dot{m}_{inCH_4PSA} - \dot{m}_{CO_2rimPSA} - \dot{m}_{CH_4lossPSA}} = 0,97 \quad (3.137)$$

$$\dot{m}_{CO_2rimPSA} = \dot{m}_{inPSA} - \dot{m}_{CH_4lossPSA} - \frac{\dot{m}_{CH_4outPSA}}{0,98} = 1971,47 \frac{kg}{d} \quad (3.138)$$

La portata molare di CO_2 da rimuovere risulta pari a:

$$\dot{n}_{CO_2rimPSA} = \frac{\dot{m}_{CO_2rimPSA}}{M_{CO_2}} = 44796,03 \frac{mol}{d} = 44,80 \frac{kmol}{d} \quad (3.139)$$

Dal libro “Biofuel’s Engineering Process Technology”(M.A. Bernardes, 2011) si nota come $q_{adsPSA} = 0,0038 \frac{kmol}{kg}$ alla temperatura di 50°C e pressione di 5 bar.

Attraverso questo dato si può stimare la massa giornaliera di zeolite da utilizzare per l'adsorbimento:

$$\dot{m}_{adsPSA} = \frac{\dot{n}_{CO_2rimPSA}}{q_{adPSA}} = 11788,43 \frac{kg}{d} \quad (3.140)$$

Tuttavia, come già discusso nella sezione (2.5.4), si opera con 4 colonne in parallelo, così da garantire la continuità del sistema anche durante le fasi di rigenerazione, di conseguenza, la massa di adsorbente giornaliera necessaria per ogni colonna è:

$$\dot{m}_{adscolPSA} = \frac{\dot{m}_{adsPSA}}{N_{colPSA}} = 2947,11 \frac{kg}{d} \quad (3.141)$$

Della portata giornaliera non viene rigenerato il 10%, per cui è necessario un make-up della seguente entità:

$$\dot{m}_{adslossPSA} = \dot{m}_{adsPSA} \cdot 0,10 = 1178,43 \frac{kg}{d} \quad (3.142)$$

Conoscendo la massa di adsorbente necessaria ogni giorno per ogni colonna $m_{adscolPSA}$, la densità del letto comprendente i pori, che risulta di $610 \frac{kg}{m^3}$ (Zhengzhou), è possibile calcolare il volume della colonna zeolitica:

$$V_{colPSA} = \frac{m_{adscolPSA}}{\rho_{bulkzeolite}} = 4,83 m^3 \quad (3.143)$$

Si ipotizza un rapporto:

$$\frac{d}{z} = 0,5$$

Di conseguenza l'altezza della colonna è:

$$z = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{colPSA}}{\pi \cdot \frac{d}{z} \cdot \frac{d}{z}}} = 2,91 m \quad (3.144)$$

Il diametro:

$$d = z \cdot \frac{d}{z} = 1,45 m \quad (3.145)$$

Inoltre, la portata di biometano prodotto risulta:

$$\dot{m}_{outPSA} = \dot{m}_{inPSA} - \dot{m}_{CO_2rimPSA} - \dot{m}_{CH_4lossPSA} = 3007,17 \frac{kg}{d} \quad (3.146)$$

Si procede con la stima dei consumi termici ed elettrici di quest'unità:

In ingresso è necessario raffreddare il gas fino alla temperatura $T_{opPSA} = 50^\circ C$ (R. Swinbourn et al, 2024).

Quindi la portata termica scambiata è:

$$Q_{inPSA} = \dot{m}_{inPSA} \cdot c p_{bg} \cdot (T_{opPSA} - T_{bgoutdes}) = -5,9 \cdot 10^8 \frac{J}{d} = -6,83 W \quad (3.147)$$

Il consumo termico giornaliero è:

$$CT_{inPSA} = Q_{inPSA} \cdot 24h = -163,85 \frac{kWh}{d} \quad (3.148)$$

Si considera inoltre il consumo elettrico necessario per passare dalla pressione di 1 bar alla pressione operativa $p_{opPSA} = 5$ bar (R.Swinbourn et al,2024; M.A.Bernardes et al, 2011).

A questo scopo si calcola la portata volumica del biogas attraverso il calcolo della densità:

$$\rho_{bgoutdes} = \frac{p_{bgoutdes} \cdot M_{bg}}{R \cdot T_{bgoutdes}} = 0,83 \frac{kg}{m^3} \quad (3.149)$$

La portata volumica è:

$$\dot{V}_{bgoutdes} = \frac{\dot{m}_{inPSA}}{\rho_{bgoutdes}} = 6073,06 \frac{m^3}{d} \quad (3.150)$$

Ora si può passare al calcolo della potenza al compressore:

$$P_{inPSA} = \frac{(\dot{V}_{bgoutdes} \cdot p_{bgoutdes} \cdot \ln(\frac{p_{opPSA}}{p_{bgoutdes}}))}{\eta_{comp}} = 1,63 \cdot 10^9 \frac{J}{d} = 18,85 kW \quad (3.151)$$

Il consumo elettrico al compressore è:

$$CE_{inPSA} = P_{inPSA} \cdot 24h = 452,51 \frac{kWh}{d} \quad (3.152)$$

Altri consumi elettrici da tenere in considerazione sono legati alla rigenerazione.

Considerando che la rigenerazione avviene quando una colonna si satura con il trasferimento della portata di biogas alla successiva, si può assumere che in ogni istante ci sia solo una delle colonne in rigenerazione e pertanto si considera il consumo elettrico di una pompa da vuoto operante su un'unica colonna da rigenerare. Il suo consumo al minuto è $0,0054 \frac{kWh}{min}$ (pompa TRIVAC D2A), quindi il consumo giornaliero della pompa da vuoto per la rigenerazione risulta:

$$CE_{pompavPSA} = 0,0054 \frac{kWh}{min} \cdot 1440 \frac{min}{d} = 7,78 \frac{kWh}{d} \quad (3.153)$$

Per i biogas psicrofilo e termofilo la procedura di dimensionamento e stima dei consumi e la medesima, pertanto si riportano solo i risultati salienti nella tabella riassuntiva (3.7):

Tabella 3.7 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di adsorbimento PSA.

	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
INPUT			
$\dot{m}_{bginPSA} (kg/d)$	4158,68	5068,86	6219,31
$\dot{V}_{bginPSA} (m^3/d)$	4506,87	6073,06	8006,84
$\dot{m}_{CO_2inPSA} (kg/d)$	2084,26	2022,06	2077,84
$\dot{m}_{CH_4inPSA} (kg/d)$	2042,57	3007,17	4136,20
$\dot{m}_{adsPSA} (kg/d)$	12286,89	11788,43	11714,01
$\dot{m}_{muadsPSA} (kg/d)$	1228,70	1178,84	1171,40
OUTPUT			
$\dot{m}_{outPSA} (kg/d)$	2042,57	3007,17	4136,20
$\dot{m}_{CO_2outPSA} (kg/d)$	29,42	50,59	118,81
$\dot{m}_{CH_4outPSA} (kg/d)$	1981,29	2916,96	4012,11
$\dot{m}_{CH_4persoPSA} (kg/d)$	61,28	90,22	124,09
$\dot{m}_{CO_2rimPSA} (kg/d)$	2054,84	1971,47	1959,03
DIMENSIONAMENTO			
N_{colPSA}	4	4	4
$V_{colPSA} (m^3)$	5,04	4,83	4,80
$Z_{colPSA} (m)$	2,95	2,91	2,90
$d_{colPSA} (m)$	1,47	1,45	1,45
CONSUMI TERMICI ED ELETTRICI			
$CT_{bginPSA} (kWh/d)$	122,93	163,85	212,34
$CE_{inPSA} (kWh/d)$	335,81	452,51	596,60
$CE_{pompvPSA} (kWh/d)$	7,78	7,78	7,78
CONCENTRAZIONI FINALI			
$H_2S (\%)$	0,00035	0,00035	0,00023
$NH_3 (\%)$	0,00010	0,00013	0,00016

Si può notare come la massa di zeolite giornaliera necessaria per ottenere la purezza di metano richiesta sia maggiore nel caso psicrofilo in quanto il biogas entrante ha un maggior tenore in CO_2 e pertanto dovrà essere rimosso un maggior quantitativo giornaliero. Invece per i biogas mesofilo e termofilo si ha circa la stessa quantità di assorbente necessaria seppur leggermente maggiore per il trattamento del biogas mesofilo, infatti, la quantità di CO_2 da rimuovere giornalmente è molto simile.

Per quanto riguarda i consumi termici, la crescita della portata massica entrante passando dal caso psicrofilo, al termofilo corrisponde ad un aumento delle spese di raffreddamento.

Anche le spese elettriche di compressione in ingresso crescono al crescere della portata volumica entrante, e ciò si riflette anche sulle spese elettriche totali dell'unità PSA.

Confrontando le spese termiche con quelle dell'unità di assorbimento con ammine, si nota come in questo caso siano molto più basse. Infatti, nel caso della colonna di assorbimento chimico vi sono consumi termici aggiuntivi dovuti al raffreddamento della corrente ricircolata e all'unità di stripping, infatti soprattutto quest'ultima costituisce la voce grossa nelle spese termiche del processo di assorbimento.

Invece i consumi elettrici nei due processi sono piuttosto simili, la leggera differenza è dovuta alle spese elettriche per il ricircolo del liquido post rigenerazione presente nell'assorbimento con ammine.

Continuando nel confronto, si segnala una minore produzione di biometano operando con l'unità PSA rispetto all'assorbimento con soluzione amminica, ciò è causato dalle perdite maggiori di metano.

Come per il caso dell'assorbimento, è necessario controllare, alla fine del processo di adsorbimento mediante unità PSA, se sono accettabili le concentrazioni di H_2S e NH_3 presenti nel biometano prodotto. Anche con questo metodo di assorbimento di anidride carbonica, mantenendo le stesse percentuali di rimozione dell' H_2S , le concentrazioni degli inquinanti nel biometano ottenuto sono ammissibili. Anche in questo caso, come nel precedente, si assumono alcune percentuali di rimozione dell' H_2S desiderate e se dopo l'unità PSA le concentrazioni nel biometano risultante non fossero ammissibili si modificano le percentuali di rimozione imposte della sezione di desolfurazione. Qualora invece la concentrazione di ammoniacca sia troppo alta si adotta un sistema per la sua rimozione.

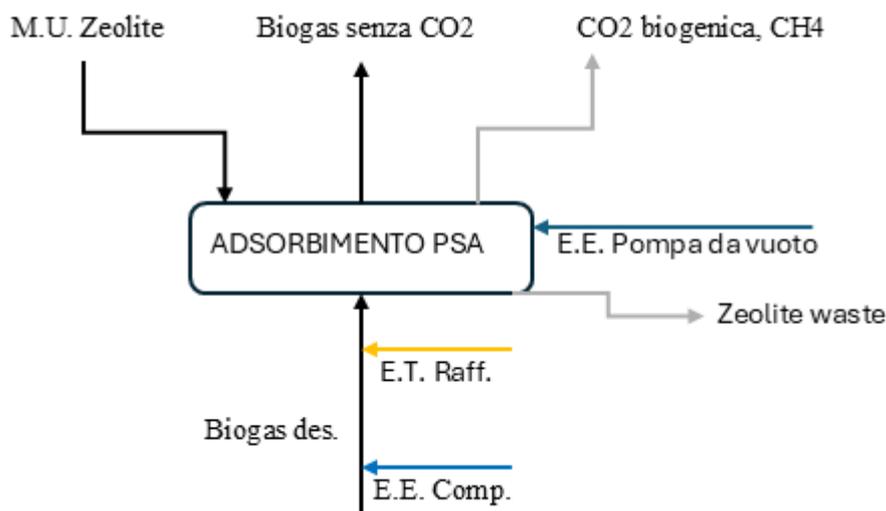


Figura 3.16 Diagramma a blocchi dell'unità di rimozione della CO_2 tramite tecnologia PSA.

3.6 Progettazione dei processi di conversione del digestato

3.6.1 Progettazione dell'unità di compostaggio

Il primo passo consiste nel disidratare tramite una filtropressa il digestato avente le seguenti caratteristiche:

$$\%_{TSdigestato} = 10\%$$

$$\%_{acqdigestato} = 90\%$$

La portata massica d'acqua entrante con il digestato è:

$$\dot{m}_{acqdigestato} = \dot{m}_{digestato} \cdot \%_{acqdigestato} = 94,26 \frac{t}{d} \quad (3.154)$$

Da letteratura si apprende che attraverso il processo di disidratazione, si abbassa del 15% la $\%_{acqdigestato}$ (RE-CORD, 2020).

Di conseguenza la percentuale di acqua e solido dopo la disidratazione saranno:

$$\%_{TSpsotdis} = 25 \%$$

$$\%_{acqpostdis} = 75 \%$$

Si calcola l'acqua rimossa mediante la filtropressa:

$$\dot{m}_{rimdis} = \dot{m}_{acqdigestato} - \frac{\%_{acqpostdis} \cdot \dot{m}_{digestato}}{\%_{TSpsotdis}} = 62,84 \frac{t}{d} \quad (3.155)$$

La portata di digestato in uscita dalla filtropressa è:

$$\dot{m}_{postdis} = \dot{m}_{digestato} - \dot{m}_{rimdis} = 41,89 \frac{t}{d} \quad (3.156)$$

E quindi la portata di acqua nel digestato in uscita dalla filtropressa è:

$$\dot{m}_{acqpostdis} = \dot{m}_{acqdigestato} - \dot{m}_{rimdis} = 31,42 \frac{t}{d} \quad (3.157)$$

Invece, la portata di solido risulta uguale a:

$$\dot{m}_{solpostdis} = \dot{m}_{postdis} - \dot{m}_{acqpostdis} = 10,47 \frac{t}{d} \quad (3.158)$$

Occorre definire anche la portata di verde che viene alimentata insieme al digestato e per farlo si prende come riferimento l'impianto ASET S.p.A (Progetto ASET S.p.A) che funziona con il seguente rapporto tra verde e digestato:

$$\frac{\dot{m}_{verde}}{\dot{m}_{postdis}} = 0,24$$

Sempre dall'impianto di riferimento si assume la quantità di materia che costituisce il sovrvallo alimentato con il digestato:

$$\frac{\dot{m}_{sovrvallo}}{\dot{m}_{postdis}} = 0,26$$

Quindi si può stimare la portata di verde triturato:

$$\dot{m}_{verde} = \dot{m}_{digestato} \cdot \frac{\dot{m}_{verde}}{\dot{m}_{postdis}} = 10,06 \frac{t}{d} \quad (3.159)$$

La portata massica del sovrvallo di ricircolo è:

$$\dot{m}_{sovrvallo} = \dot{m}_{digestato} \cdot \frac{\dot{m}_{sovrvallo}}{\dot{m}_{postdis}} = 10,89 \frac{t}{d} \quad (3.160)$$

Si considerano tipicamente tempi di permanenza di 21 d nelle biocelle e 35 d nell'aia di maturazione (Progetto ASET S.p.A).

Di conseguenza si può calcolare il numero di cicli di maturazione all'anno ricordando che l'impianto lavora per $345 \frac{d}{y}$:

$$N_{cicli\ aia} = \frac{345 \frac{d}{y}}{t_{aia}} = 9,86 \frac{cicli}{y} \quad (3.161)$$

Richiedendo più tempo la maturazione rispetto al trattamento nelle biocelle, la maturazione è lo step controllante per il processo e di conseguenza, per garantire la continuità del processo di trattamento del digestato, occorre adeguare il numero di cicli all'anno eseguiti dalle biocelle a quelli eseguiti dall'aia. Ciò significa che cominciata la fase di maturazione, per 20 dei 35 d lavorano anche le biocelle e il prodotto di queste ultime viene scaricato nell'aia non appena finito il ciclo di maturazione. Invece, l'aia lavora con continuità.

Di conseguenza si definisce il numero di cicli all'anno eseguito dalle biocelle:

$$N_{cicli\ bc} = 9,86 \frac{cicli}{y}$$

Si considera la portata di digestato e la si somma alla portata di verde, in modo da ricavare la portata totale annua trattata:

$$\dot{m}_{incmp} = (\dot{m}_{postdis} + \dot{m}_{verde}) \cdot 345 \text{ d} = 17922,59 \frac{t}{y} \quad (3.162)$$

La portata entrante nell'unità di compostaggio per ciclo di lavoro è:

$$\dot{m}_{incmp}^{ciclo} = \frac{\dot{m}_{incmp}}{N_{ciclbc}} = 1818,23 \frac{t}{ciclo} \quad (3.163)$$

Si assume un volume delle biocelle pari a quello dell'impianto di riferimento (Progetto ASET S.p.A):

$$V_{biocelle} = 460 \frac{m^3}{cella}$$

Si può passare dalla portata massica entrante per ciclo a quella volumica considerando una densità di $1 \frac{t}{m^3}$ per il digestato:

$$\dot{V}_{incmp}^{ciclo} = \frac{\dot{m}_{incmp}^{ciclo}}{1 \frac{t}{m^3}} = 1818,23 \frac{m^3}{ciclo} \quad (3.164)$$

Quindi, si può stimare il numero di celle che è necessario utilizzare:

$$N'_{celle} = \frac{\dot{V}_{incmp}^{ciclo}}{V_{bc}} = 3,95 \text{ celle} \quad (3.165)$$

Cautelativamente si sovrastima il numero di celle, garantendo in tal modo anche una maggiore flessibilità all'impianto:

$$N_{celle} = 4 \text{ celle}$$

La portata d'aria volumetrica specifica per ogni cella è (Progetto ASET S.p.A):

$$\dot{V}_{ariasp} = 1032 \frac{m^3}{d \cdot t}$$

Assumendo la densità dell'aria di circa $1,23 \frac{kg}{m^3}$ si considera la portata massica specifica \dot{m}_{ariasp} di aria alimentata di $1,27 \frac{t_{aria}}{d \cdot t}$.

Si può stimare la portata massica per ciclo trattata in una cella:

$$\dot{m}_{incmp1cella}^{ciclo} = \frac{\dot{m}_{incmp}^{ciclo}}{N'_{celle}} = 460 \frac{t}{ciclo} \quad (3.166)$$

La portata massica trattata in una cella in un singolo giorno del ciclo è:

$$\dot{m}_{incomp1cella}^{1d} = \frac{\dot{m}_{incmp}^{ciclo}}{t_{bc}} = 21,90 \frac{t}{d} \quad (3.167)$$

Si calcola la portata massica di aria in una cella in un singolo giorno del ciclo:

$$\dot{m}_{aria1cella}^{1d} = \dot{m}_{incomp1cella}^{1d} \cdot \dot{m}_{ariasp} = 27,81 \frac{t}{d} \quad (3.168)$$

La portata massica complessiva giornaliera di aria si calcola con la seguente formula che considera il numero di celle arrotondato per eccesso, in quanto cautelativamente si lavora in eccesso d'aria:

$$\dot{m}_{aria}^{1d} = \dot{m}_{aria1cella}^{1d} \cdot N_{celle} = 111,22 \frac{t}{d} \quad (3.169)$$

Quindi la portata massica d'aria complessiva da alimentare per ciclo di lavoro risulta:

$$\dot{m}_{aria}^{ciclo} = \dot{m}_{aria}^{1d} \cdot t_{bc} = 2335,62 \frac{t}{ciclo} \quad (3.170)$$

La portata d'aria alimentata annualmente è:

$$\dot{m}'_{ariabc} = \dot{m}_{aria}^{ciclo} \cdot N_{ciclibc} = 23022,56 \frac{t}{y} \quad (3.171)$$

Occorre considerare che le biocelle non operano per 345 giorni all'anno, in quanto è stato adeguato il numero di cicli a quello della maturazione. Tuttavia, per adottare una base comune con il resto dell'impianto, si calcola la portata giornaliera di aria alimentata prendendo come riferimento 345 giorni l'anno.

$$\dot{m}_{ariabc} = \frac{\dot{m}'_{ariabc}}{345 d} = 66,73 \frac{t}{d} \quad (3.172)$$

Basandosi sull'impianto di riferimento, si considerano le perdite per la prima unità biocelle + vaglio intermedio espresse mediante il seguente rapporto (Progetto ASET S.p.A):

$$\frac{\dot{m}_{inaia}}{\dot{m}_{incmp}} = 0,54$$

Di conseguenza, la portata entrante nell'aia per la fase di maturazione è:

$$\dot{m}_{inaia} = \dot{m}_{incmp} \cdot \frac{\dot{m}_{inaia}}{\dot{m}_{incmp}} = 28,05 \frac{t}{d} = 9678,20 \frac{t}{y} \quad (3.173)$$

Si calcola la portata massica per un ciclo di lavoro dividendo portata annua per il numero di cicli annui:

$$\dot{m}_{inaia}^{ciclo} = \frac{\dot{m}_{inaia}}{N_{cicliaia}} = 981,85 \frac{t}{ciclo} \quad (3.174)$$

La portata alimentata in un giorno del ciclo risulta:

$$\dot{m}_{inaia}^{1d} = \frac{\dot{m}_{inaia}^{ciclo}}{t_{aia}} = 28,05 \frac{t}{d} \quad (3.175)$$

Considerando, come per le biocelle, una portata massica d'aria specifica di $1,27 \frac{t_{aria}}{d \cdot t}$, la portata d'aria giornaliera in un giorno del ciclo è:

$$\dot{m}_{ariaaia}^{1d} = \dot{m}_{inaia}^{1d} \cdot \dot{m}_{ariasp} = 35,61 \frac{t}{d} \quad (3.176)$$

La portata massica di aria alimentata per l'intero ciclo è:

$$\dot{m}_{ariaaia}^{ciclo} = \dot{m}_{ariaaia}^{1d} \cdot t_{aia} = 1246,32 \frac{t}{ciclo} \quad (3.177)$$

La portata massica d'aria alimentata in un anno è:

$$\dot{m}'_{ariaaia} = \dot{m}_{ariaaia}^{ciclo} \cdot N_{cicliaia} = 12285,12 \frac{t}{y} \quad (3.178)$$

In questo caso, i cicli di maturazione coprono i 345 d di lavoro, in quanto l'aia lavora con continuità, quindi $\dot{m}'_{ariaaia} = \dot{m}_{ariaaia}$, infatti:

$$\dot{m}_{ariaaia} = \frac{\dot{m}'_{ariaaia}}{345 \frac{d}{y}} = 35,61 \frac{t}{d} \quad (3.179)$$

Basandosi sull'impianto di riferimento si determinano le perdite per l'aia di maturazione espresse mediante il seguente rapporto (Progetto ASET S.p.A):

$$\frac{\dot{m}_{invf}}{\dot{m}_{inaia}} = 0.90$$

Quindi la portata entrante nel vaglio finale risulta:

$$\dot{m}_{invf} = 0.90 \cdot \dot{m}_{inaia} = 25,25 \frac{t}{d} \quad (3.180)$$

Attraverso vaglio finale viene rimossa e ricircolata la quota di sovrvallo restante, quindi, si considera una diminuzione della portata massica di compost dovuta al vaglio finale assumendo il rapporto $\frac{\dot{m}_{compost}}{\dot{m}_{invaglio fin}}$ indicato nell'impianto di riferimento (Progetto ASET S.p.A):

$$\frac{\dot{m}_{compost}}{\dot{m}_{invf}} = 0.82$$

Pertanto, la portata di compost raffinato uscente dal secondo vaglio è:

$$\dot{m}_{compost} = \dot{m}_{invf} \cdot \frac{\dot{m}_{compost}}{\dot{m}_{invf}} = 20,70 \frac{t}{d} \quad (3.181)$$

Di conseguenza il sovrvallo uscente dal vaglio finale e ricircolato in testa all'unità di compostaggio ha la seguente portata:

$$\dot{m}_{sovrvallovf} = \dot{m}_{invf} - \dot{m}_{compost} = 4,54 \frac{t}{d} \quad (3.182)$$

A questo punto si può risalire alla portata di sovrvallo uscente dal primo vaglio:

$$\dot{m}_{sovrvallovi} = \dot{m}_{sovrvallo} - \dot{m}_{sovrvallovf} = 6,35 \frac{t}{d} \quad (3.183)$$

Attraverso semplici bilanci di materia è possibile stimare il percolato uscente durante il processo di compostaggio.

Si esegue un bilancio di materia alle biocelle da cui si ricava la formula per calcolare il percolato uscente da questa unità:

$$\dot{m}_{percolato}^{bc} = \dot{m}_{incmp} - (\dot{m}_{inaia} + \dot{m}_{sovrvallovi}) = 17,55 \frac{t}{d} \quad (3.184)$$

Per calcolare il percolato uscente dall'aia si applica la seguente differenza:

$$\dot{m}_{percolato}^{aia} = \dot{m}_{inaia} - \dot{m}_{invf} = 2,81 \frac{t}{d} \quad (3.185)$$

Si esegue la stima dei consumi elettrici. Innanzitutto, occorre considerare i consumi necessari per la fase di alimentazione delle biocelle. In questa fase si opera la miscelazione del digestato con il materiale strutturante. A questo scopo vi è l'alimentazione del verde tritato al miscelatore mediante tramoggia di carico che è a sua volta alimentata mediante un carro ponte. Mentre il sovrappiù ricircolato viene alimentato mediante pala meccanica. Completata questa fase di miscelazione, vi è il conferimento alle biocelle sempre mediante pala meccanica.

Di seguito si stimano i consumi necessari a questa fase di alimentazione.

Dall'impianto di riferimento, si considera un carro ponte per il carico del verde che utilizza una potenza di 12 kW e tratta una portata massica di verde di $15,94 \frac{t}{d}$ (Progetto ASET S.p.a):

Si dimensiona la potenza necessaria per il carro ponte del presente impianto tramite la seguente proporzione:

$$P_{carrverderif} : \dot{m}_{verderif} = P_{incarrverde} : \dot{m}_{verde} \quad (3.186)$$

Sviluppando la proporzione scritta, si ricava la potenza elettrica al carro ponte di alimentazione:

$$P_{incarrverde} = \frac{P_{carrverderif} \cdot \dot{m}_{verde}}{\dot{m}_{verderif}} = 7,57 \text{ kW} \quad (3.187)$$

Il consumo elettrico giornaliero risulta essere:

$$CE_{incarrverde} = P_{incarrverde} \cdot 24h = 181,67 \frac{kWh}{d} \quad (3.188)$$

Dall'impianto di riferimento si considera anche una tramoggia per il carico del verde che utilizza una potenza di 5 kW e tratta sempre $15,94 \frac{t}{d}$ di verde (Progetto ASET S.p.A).

Si dimensiona la potenza necessaria per la tramoggia dell'impianto tramite la seguente proporzione:

$$P_{tramverderif} : \dot{m}_{verderif} = P_{tramverde} : \dot{m}_{verde} \quad (3.189)$$

Sviluppando la proporzione scritta si ricava la potenza elettrica alla tramoggia di alimentazione:

$$P_{tramverde} = \frac{P_{tramverderif} \cdot \dot{m}_{verde}}{\dot{m}_{verderif}} = 3,15 \text{ kW} \quad (3.190)$$

Il consumo elettrico giornaliero risulta essere:

$$CE_{tramverde} = P_{tramverde} \cdot 24h = 75,69 \frac{kWh}{d} \quad (3.191)$$

Anche per il miscelatore si attua la stessa procedura prendendo come riferimenti dall' impianto considerato, la potenza elettrica di 90 kW utilizzata dal miscelatore e la portata in ingresso al compostaggio.

La proporzione per ottenere la potenza utilizzata nel caso in esame è:

$$P_{mixrif} : \dot{m}_{incmprif} = P_{cmpmix} : \dot{m}_{incmp} \quad (3.192)$$

La potenza utilizzata dal miscelatore è:

$$P_{cmpmix} = \frac{P_{mixrif} \cdot \dot{m}_{incmp}}{\dot{m}_{incmprif}} = 56,60 \text{ kW} \quad (3.193)$$

Il consumo elettrico giornaliero risulta:

$$CE_{incmpmix} = P_{cmpmix} \cdot 24 \text{ h} = 1358,32 \frac{kWh}{d} \quad (3.194)$$

Per quanto riguarda le pale meccaniche, esse sono necessarie ad alimentare il sovrallo al miscelatore, alimentare la miscela post miscelazione alle biocelle ed effettuare il trasferimento al capannone per il prodotto finito a fine processo, si sceglie una pala adeguata a svolgere le operazioni nel caso psicrofilo, in quanto con la digestione psicrofila si ottengono le portate di digestato maggiori.

Si assume una pala di riferimento da 502 kW (KOMATSU-WA 700-3). Si ipotizza un tasso di utilizzo del 60% e si dimensiona la potenza utilizzata dal motore elettrico rispetto alla portata trattata nel caso psicrofilo, essendo il regime in cui le portate da movimentare sono più elevate:

$$P_{palarif} : \dot{m}_{incomppsi} = P_{pala} : \dot{m}_{incomp} \quad (3.195)$$

$$P_{pala} = \left(\frac{P_{palarif} \cdot \dot{m}_{incomp}}{\dot{m}_{incomppsi}} \right) \cdot 0,60 = 298,45 \text{ kW} \quad (3.196)$$

Il consumo elettrico è:

$$CE_{pala} = 7162,82 \frac{kWh}{d} \quad (3.197)$$

Si adottano le medesime procedure per stimare i consumi elettrici delle apparecchiature successive, per semplicità si riportano tutti i risultati ottenuti nella tabella riassuntiva (3.8):

Tabella 3.8 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di compostaggio

	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
INPUT BCELLE			
$\dot{m}_{digestato}$	105,70	104,74	103,45
$\dot{m}_{sovrvallo}(t/d)$	10,99	10,89	10,76
$\dot{m}_{perde}(t/d)$	10,15	10,05	9,93
$\dot{m}_{incmp}^{ciclo}(t/ciclo)$	1834,98	1818,23	1448,35
$\dot{V}_{incmp}^{ciclo}(m^3/ciclo)$	1834,98	1818,23	1448,35
$\dot{m}_{aria}^{ciclo}(t/ciclo)$	2335,62	2335,62	2335,62
$\dot{m}_{ariabc}(t/d)$	66,73	66,73	66,73
OUTPUT BCELLE + VAGLIO1			
$\dot{m}_{percolato}^{bc}(t/d)$	17,71	17,55	17,33
$\dot{m}_{inaia}(t/d)$	28,31	28,05	27,70
$\dot{m}_{inaia}(t/y)$	9767,34	9678,20	9559,62
$\dot{m}_{aria}^{waste}(t/d)$	33,37	33,37	33,37
$\dot{m}_{sovrvallovi}(t/d)$	6,41	6,35	6,27
BIOCELLE			
N_{celle}	4	4	4
$V_{biocelle}(m^3)$	460	460	460
INPUT AIA			
$\dot{m}_{inaia}(t/d)$	28,31	28,05	27,70
$\dot{m}_{inaia}^{ciclo}(t/ciclo)$	990,89	981,85	969,82
$\dot{m}_{ariaaia}(t/d)$	35,94	35,61	35,17
$\dot{m}_{ariaaia}^{ciclo}(t/ciclo)$	1257,80	1246,32	1231,05
OUTPUT AIA			
$\dot{m}_{percolato}^{aia}(t/d)$	2,83	2,81	2,77
$\dot{m}_{invf}(t/d)$	25,48	25,25	24,94
$\dot{m}_{invf}(t/y)$	8790,61	8710,38	8603,66
$\dot{m}_{ariaaia}^{waste}(t/d)$	17,97	17,81	17,59
INPUT VAGLIO2			
$\dot{m}_{invf}(t/d)$	25,48	25,25	24,94
OUTPUT VAGLIO2			
$\dot{m}_{compost}(t/d)$	20,89	20,70	20,45
$\dot{m}_{compost}(t/y)$	7208,3	7142,51	7055
$\dot{m}_{sovrvallovf}(t/d)$	4,59	4,54	4,49
CONSUMI ELETTRICI			
$CE_{incarrverde}(kWh/d)$	183,34	181,67	179,44
$CE_{tramverde}(kWh/d)$	76,39	75,69	74,77
$CE_{incmpmix}(kWh/d)$	1370,83	1358,32	1341,68
$CE_{pala}(kWh/d)$	7228,80	7162,82	7075,06
$CE_{ventbc}(kWh/d)$	1243,20	1243,20	1243,20
$CE_{vaglio1}(kWh/d)$	181,56	179,91	177,70
$CE_{ventmat}(kWh/d)$	932,4	932,4	932,4

$N_{ventmat}$	3	3	3
$CE_{vaglio}(kWh/d)$	180,83	179,18	176,99
$CE_{scrubberbc}(kWh/d)$	756	756	756
$CE_{scrubbermat}(kWh/d)$	567	567	567

La portata di digestato cresce passando dal caso termofilo allo psicrofilo, infatti, anche i consumi elettrici subiscono un leggero incremento passando dal trattamento del digestato termofilo al trattamento del digestato psicrofilo. Inoltre, è interessante notare come il maggiore contributo al consumo elettrico sia dovuto all'impiego della pala gommata con motore elettrico.

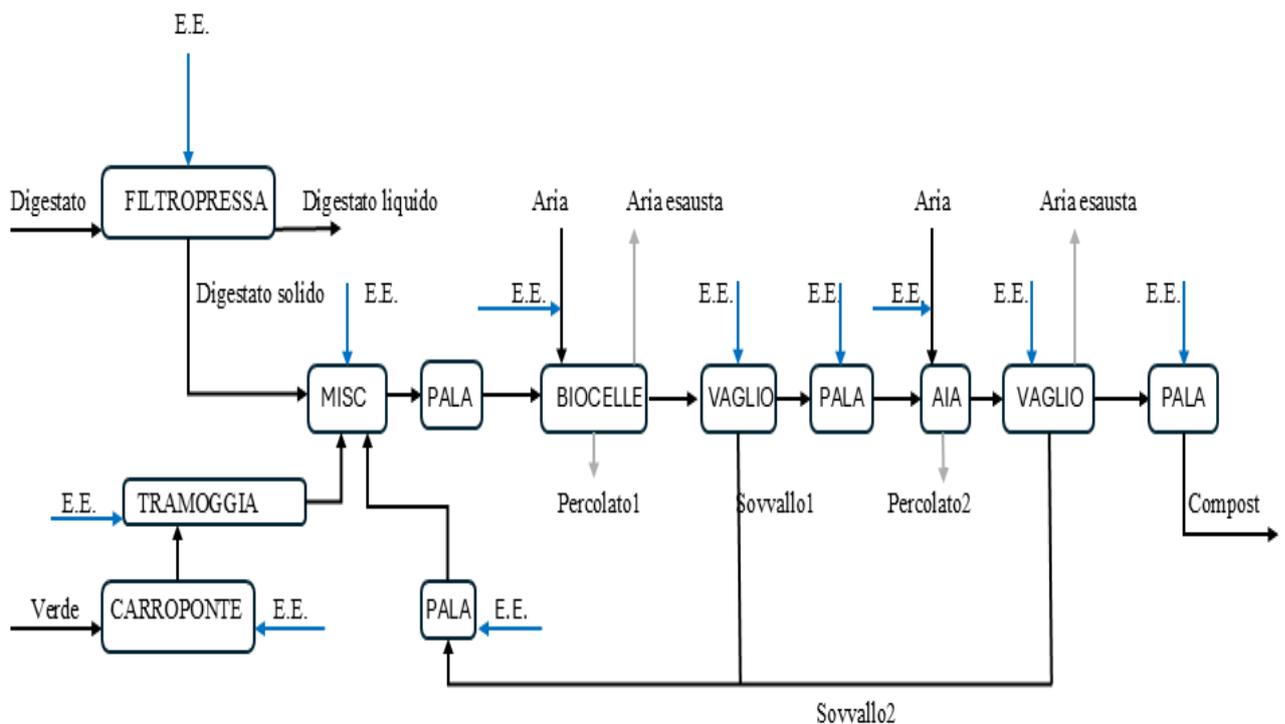


Figura 3.17 Diagramma a blocchi dell'unità di compostaggio.

3.6.2 Progettazione dell'unità di pirolisi

La portata entrante nell'unità è il digestato uscente dal digestore che è necessario disidratare.

Quindi, come svolto per il compostaggio, si studia a livello quantitativo l'operazione di disidratazione alla filtropressa.

La portata di digestato uscente dalla filtropressa $\dot{m}_{postdis}$ è di $41,89 \frac{t}{d}$, con una portata di solido $\dot{m}_{solpostdis}$ pari a $10,47 \frac{t}{d}$.

Tuttavia, occorre ottenere un tenore di acqua per la materia in ingresso alla pirolisi al di sotto del 25%, pertanto, si opera con un essiccatore a tappeto mediante il quale si può arrivare ad un tenore d'acqua restante del 20% (RE-CORD, 2020).

Si calcola la portata d'acqua rimossa tramite l'essiccatore:

$$\dot{m}_{rimess} = \frac{\dot{m}_{acqpostdis} - \frac{\%acqpostess}{100} \cdot \dot{m}_{postdis}}{1 - \frac{\%acqpostess}{100}} = 28,80 \frac{t}{d} \quad (3.198)$$

La portata di digestato essiccata è:

$$\dot{m}_{postess} = \dot{m}_{postdis} - \dot{m}_{rimess} = 13,09 \frac{t}{d} \quad (3.199)$$

Quindi la portata di acqua nel digestato essiccato risulta essere:

$$\dot{m}_{acqpostess} = \dot{m}_{acqpostdis} - \dot{m}_{rimess} = 2,62 \frac{t}{d} \quad (3.200)$$

Invece la portata di solido nel digestato essiccato è:

$$\dot{m}_{solpostess} = \dot{m}_{postess} - \dot{m}_{acqpostess} = 10,47 \frac{t}{d} \quad (3.201)$$

Da letteratura si assumono le seguenti rese per i prodotti della pirolisi (RE-CORD, 2020):

$$\%pyrogas = 35 \%$$

$$\%biochar = 27,5 \%$$

$$\%bioolio = 25 \%$$

$$\%acqpir = 12,5 \%$$

E' possibile stimare le portate massiche dei prodotti uscenti dal pirolizzatore.

La portata massica del pirogas:

$$\dot{m}_{pirogas} = \dot{m}_{postess} \cdot \%pyrogas = 4,58 \frac{t}{d} = 4582,24 \frac{kg}{d} \quad (3.202)$$

La portata massica del biochar:

$$\dot{m}_{biochar} = \dot{m}_{postess} \cdot \%biochar = 3,60 \frac{t}{d} = 3600,33 \frac{kg}{d} \quad (3.203)$$

La portata massica del bio-olio:

$$\dot{m}_{bioolio} = \dot{m}_{postess} \cdot \%bioolio = 3,27 \frac{t}{d} = 3273,03 \frac{kg}{d}$$

(3.204)

La portata massica d'acqua:

$$\dot{m}_{acqpir} = \dot{m}_{postess} \cdot \%_{acqpir} = 1,64 \frac{t}{d} = 1636,52 \frac{kg}{d} \quad (3.205)$$

Per la stima della portata di azoto da alimentare al fine di evitare fenomeni di combustione nel reattore, si considerano come portate di riferimento, le portate di azoto inertizzante e di biomassa dell'impianto VAL.CH.I.R.I.A. descritto in letteratura, rispettivamente di $0,6 \frac{m^3}{h}$ e $57,6 \frac{kg}{d}$ (A.Assettati et al, 2014).

Considerando di alimentare l'azoto a 200000 Pa come indicato nell'impianto preso come riferimento (A.Assettati et al, 2014), la densità dell'azoto alimentato risulta pari a:

$$\rho_{azinpir} = \frac{p_{azinpir} \cdot M_{az}}{R \cdot T_{amb}} = 2,34 \frac{kg}{m^3} \quad (3.206)$$

Si può ottenere la portata massica di azoto di riferimento:

$$\dot{m}_{rifaz} = \dot{V}_{rifaz} \cdot \rho_{azinpir} = 1,40 \frac{kg}{h} = 33,66 \frac{kg}{d} \quad (3.207)$$

A questo punto è possibile impostare la seguente proporzione per stimare la portata di azoto alimentata a partire dalle portate prese come riferimento:

$$\dot{m}_{rifbiomassa} : \dot{m}_{rifaz} = \dot{m}_{postess} : \dot{m}_{azinpir} \quad (3.208)$$

Quindi la portata di azoto effettivamente alimentata al pirolizzatore è:

$$\dot{m}_{azinpir} = \frac{\dot{m}_{rifaz} \cdot \dot{m}_{postess}}{\dot{m}_{rifbiomassa}} = 7650,85 \frac{kg}{d} \quad (3.209)$$

Definiti gli input e gli output al pirolizzatore, si possono stimare i consumi termici ed elettrici.

Si inizia considerando la disidratazione con la filtropressa. Si assume da letteratura una certa potenza elettrica utilizzata dalla filtropressa di 7,5 kW (O.M.P Pignotti S.r.l).

Il consumo elettrico giornaliero della filtropressa è:

$$CE_{pressa} = P_{elpressa} \cdot 24h = 180 \frac{kWh}{d}$$

(3.210)

Lo step successivo è l'essiccazione della biomassa al fine di ottenere una materia in ingresso con un tenore di umidità del 20% (RE- CORD, 2020).

Si assumono i consumi elettrici e termici per tonnellata d'acqua rimossa dell'essiccatore a tappeto di riferimento descritto in letteratura, rispettivamente di $51 \frac{kWh}{t}$ e $1084 \frac{kWh}{t}$ (RE- CORD, 2020).

Di conseguenza si stimano i consumi giornalieri per l'essiccazione.

Il consumo termico giornaliero dell'essiccatore è:

$$CT_{ess} = CT_{spess} \cdot \dot{m}_{rimess} = 31222,10 \frac{kWh}{d} \quad (3.211)$$

Il consumo elettrico giornaliero dell'essiccatore è:

$$CE_{ess} = CE_{spess} \cdot \dot{m}_{rimess} = 1468,94 \frac{kWh}{d} \quad (3.212)$$

Successivamente si stimano i consumi elettrici di alimentazione dell'azoto.

A questo scopo si calcola la densità dell'azoto entrante precedentemente alla compressione:

$$\rho_{azinpir}^{precomp} = \frac{p_{amb} \cdot M_{az}}{R \cdot T_{amb}} = 1,17 \frac{kg}{m^3} \quad (3.213)$$

Quindi si può calcolare la portata volumica di azoto precedentemente alla compressione:

$$\dot{V}_{azinpir}^{precomp} = \frac{\dot{m}_{azinpir}}{\rho_{azinpir}^{precomp}} = 6546,06 \frac{m^3}{d} \quad (3.214)$$

Si può calcolare la potenza elettrica necessaria spesa al compressore:

$$P_{azinpir} = \frac{\dot{V}_{azinpir}^{precomp} \cdot p_{amb} \cdot \ln \frac{p_{azinpir}}{p_{amb}}}{n_{comp}} = 2,59 \cdot 10^{10} \frac{J}{d} = 299,51 kW \quad (3.215)$$

Il consumo elettrico del compressore è:

$$CE_{azinpir} = P_{azinpir} \cdot 24h = 7188,24 \frac{kWh}{d} \quad (3.216)$$

Si stimano i consumi elettrici per l'alimentazione della biomassa nel pirolizzatore. Il sistema di alimentazione adottato è composto da una coclea predosatrice e da una dosatrice. Il materiale proveniente dalla coclea predosatrice viene caricato in una tramoggia di precarico da cui la coclea dosatrice preleva il materiale da inviare al pirolizzatore (Università di Cagliari-Fitogen)

Per stimare i consumi elettrici dovuti all'alimentazione, si considera una tramoggia di precarico con una potenza utilizzata di 9,5 kW al fronte di una portata trattata di $108 \frac{t}{d}$ (TECNOPORRO 2-PLUS X).

A partire dalle grandezze di riferimento si calcola la potenza elettrica effettivamente necessaria mediante lo sviluppo della seguente proporzione:

$$P_{trampirrif} : \dot{m}_{trampirrif} = P_{trampir} : \dot{m}_{solpostess} \quad (3.217)$$

Quindi la potenza elettrica effettivamente utilizzata dalla tramoggia è:

$$P_{trampir} = \frac{P_{trampirrif} \cdot \dot{m}_{solpostess}}{\dot{m}_{trampirrif}} = 1,15 \text{ kW} \quad (3.218)$$

Il consumo elettrico della tramoggia è:

$$CE_{trampir} = P_{trampir} \cdot 24 h = 27,64 \frac{kWh}{d} \quad (3.219)$$

Si stimano i consumi elettrici legati alle due coclee. Analogamente a prima si considerano valori di riferimento con una potenza di 1,1 kW per una portata trattata di $720 \frac{t}{d}$ (Zanin S.r.l, coclea svuotamento)

Attraverso la seguente proporzione si ottiene la potenza effettivamente utilizzata dalle coclee nelle condizioni reali a partire dai valori di riferimento:

$$P_{coclepirrif} : \dot{m}_{coclepirrif} = P_{coclepir} : \dot{m}_{coclearif} \quad (3.220)$$

Quindi la potenza utilizzata dalla coclea è:

$$P_{cocleapir} = \frac{P_{cocleepirrif} \cdot \dot{m}_{coclearif}}{\dot{m}_{cocleepirrif}} = 0,02 \text{ kW} \quad (3.221)$$

Considerando le due coclee la potenza totale è:

$$P_{cocleepir} = P_{cocleapir} \cdot 2 = 0,04 \text{ kW} \quad (3.222)$$

Il consumo elettrico totale relativo alle coclee è:

$$CE_{cocleepir} = P_{cocleepir} \cdot 24 \text{ h} = 0,96 \frac{\text{kWh}}{\text{d}} \quad (3.223)$$

Si esegue la stima dei consumi termici per il riscaldamento dell'azoto e della biomassa presenti nel pirolizzatore.

Durante il processo di essiccamento si raggiungono temperature tra 100 e 150°C ma una volta uscita dall'essiccatore, la biomassa può raffreddarsi di qualche grado e può essere quindi opportuno considerare una temperatura precedente all'ingresso nel pirolizzatore tra i 100 e i 50°C, si ipotizza di 75°C (D.Dell'Antonia et al, 2013). A questo punto, si calcola la potenza termica necessaria per il riscaldamento della biomassa fino alla temperatura operativa della pirolisi di 550°C (RE-CORD et al, 2020):

$$P_{tinpir} = \dot{m}_{postess} \cdot cp_{acqua} \cdot (T_{oppir} - T_{postess}) = 2,60 \cdot 10^{10} \frac{\text{J}}{\text{d}} = 301,37 \text{ kW} \quad (3.224)$$

Il consumo termico per questo riscaldamento è:

$$CT_{inpir} = P_{tinpir} \cdot 24\text{h} = 7232,76 \frac{\text{kWh}}{\text{d}} \quad (3.225)$$

Si calcola anche la quota di potenza termica necessaria per riscaldare l'azoto fino alla temperatura operativa per la pirolisi.

Considerando il calore specifico per l'azoto pari a $1040 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$, la potenza termica necessaria è:

$$P_{tazinpir} = \dot{m}_{azinpir} \cdot cp_{az} \cdot (T_{oppir} - T_{amb}) = 4,26 \cdot 10^9 \frac{\text{J}}{\text{d}} = 49,27 \text{ kW} \quad (3.226)$$

Si calcola il consumo termico:

$$CT_{azinpir} = P_{tazinpir} \cdot 24\text{h} = 1182,48 \frac{\text{kWh}}{\text{d}}$$

Si riassumono con la tabella (3.9), i flussi di materia e i consumi elettrici e termici implicati per i tre regimi considerati.

Tabella 3.9 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di Pirolisi del digestato.

	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
INPUT			
$\dot{m}_{digestato}(t/d)$	105,70	104,74	103,45
$\dot{m}_{acqdigestato}(t/d)$	95,13	94,26	93,11
ALTRE CORRENTI DI PROCESSO			
$\dot{m}_{postdis}(t/d)$	42,28	41,89	41,38
$\dot{m}_{acqpostdis}(t/d)$	31,71	31,42	31,04
$\dot{m}_{solpostdis}(t/d)$	10,57	10,47	10,35
$\dot{m}_{postess}(t/d)$	13,21	13,09	12,93
$\dot{m}_{azinpir}(kg/d)$	7721,32	7650,85	7557,11
OUTPUT			
$\dot{m}_{pirogas}(t/d)$	4,62	4,58	4,53
$\dot{m}_{biochar}(t/d)$	3,63	3,60	3,56
$\dot{m}_{bioolio}(t/d)$	3,30	3,27	3,23
$\dot{m}_{acqpir}(t/d)$	1,65	1,64	1,62
$\dot{m}_{rimdis}(t/d)$	63,42	62,84	62,07
$\dot{m}_{rimess}(t/d)$	29,07	28,80	28,45
CONSUMI TERMICI ED ELETTRICI			
$CT_{ess}(kWh/d)$	31509,68	31222,1	30839,55
$P_{tazinpir}(kW)$	49,72	49,27	48,67
$CT_{azinpir}(kWh/d)$	1193,37	1182,48	1167,99
$P_{tinpipir}(kW)$	304,14	301,37	297,67
$CT_{inpipir}(kWh/d)$	7299,38	7232,76	7144,14
$P_{elpressa}(kW)$	7,50	7,50	7,50
$CE_{pressa}(kWh/d)$	181,66	180	177,79
$CE_{ess}(kWh/d)$	1482,47	1468,94	1450,94
$P_{trampipir}(kW)$	1,16	1,15	1,14
$CE_{trampipir}(kWh/d)$	27,89	27,64	27,30
$P_{cocleapipir}(kW)$	0,02	0,02	0,02
$CE_{cocleapipir}(kWh/d)$	0,48	0,48	0,47
N_{coclee}	2	2	2
$CE_{totcocleapipir}(kWh/d)$	0,97	0,96	0,95
$\dot{V}_{azinpit}^{precomp}(m^3/d)$	6606,36	6546,06	6465,86
$P_{azinpir}(kW)$	302,27	299,51	295,84
$CE_{azinpir}(kWh/d)$	7254,45	7188,24	7100,17

Nei tre regimi è stata considerata la stessa rimozione percentuale di acqua alla filtropressa, così come è stato considerato lo stesso tipo di essiccatore con gli stessi consumi specifici.

Invece per quanto riguarda i consumi elettrici alla filtropressa, la potenza di riferimento è stata adottata per il biogas mesofilo, in quanto considerata come la potenza utilizzata nella condizione media di portata trattata. Di conseguenza, si sono rispettivamente sovradimensionati

e sottodimensionati rispetto a tale valore di riferimento le potenze elettriche utilizzate nei casi psicrofilo e termofilo tramite l'applicazione della seguente proporzione:

$$P_{el\text{pressa}} : m_{digestato} = P_{el\text{pressarif}} : m_{digestatorif} \quad (3.228)$$

Con $P_{el\text{pressarif}}$ e $m_{digestatorif}$ corrispondenti alla potenza elettrica e alla massa di digestato per le condizioni mesofile.

Invece per la stima dei consumi elettrici alle coclee di alimentazione si considera la medesima procedura di calcolo basata sulla stessa potenza elettrica di riferimento di 1,1 kW assunta da letteratura.

Dalle tabelle si nota come i consumi termici per l'essiccamento e per il successivo riscaldamento di azoto e biomassa nel reattore crescano leggermente passando dal digestato termofilo allo psicrofilo in quanto aumenta la portata di digestato trattata.

Lo stesso comportamento è seguito dai consumi elettrici alla filtropressa e all'essiccatore nonché al sistema di alimentazione, inoltre vi è una proporzionalità diretta tra consumo elettrico per alimentare l'azoto e la portata volumica di azoto alimentato. Anche quest'ultima aumenta passando dal caso termofilo al caso psicrofilo, di conseguenza cresce il consumo elettrico per la compressione.

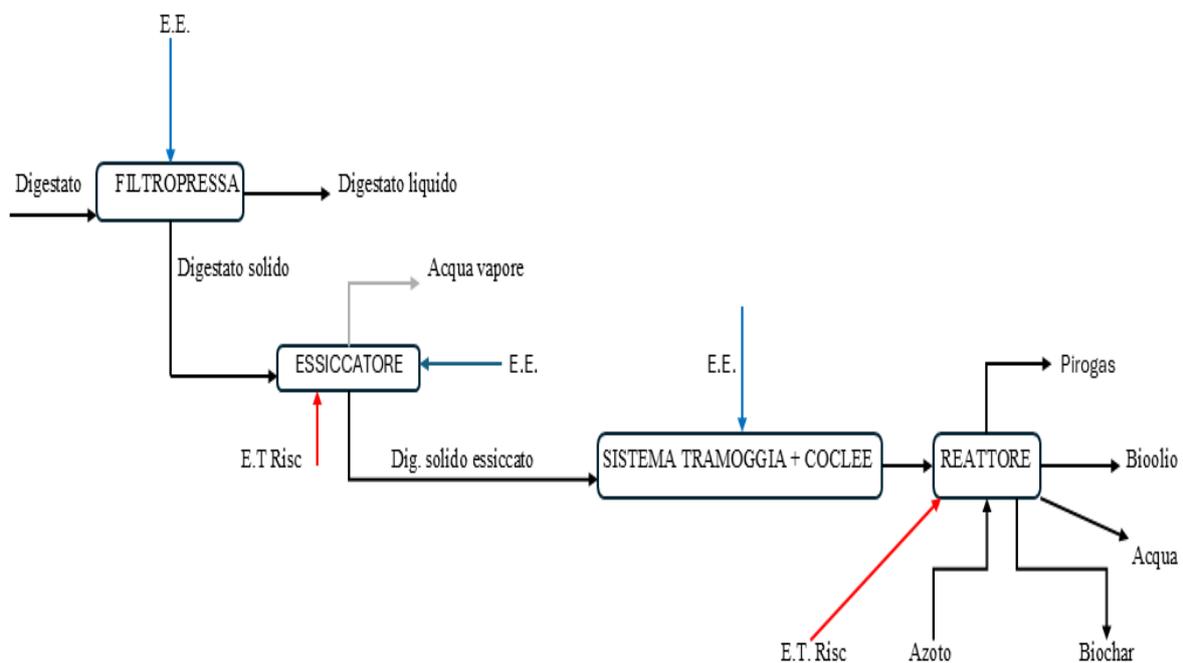


Figura 3.18 Diagramma a blocchi dell'unità di pirolisi del digestato

3.6.3 Progettazione dell'unità CHP alimentata con Pirogas

Considerando un potere calorifico per il pyrogas di $19000 \frac{kJ}{kg}$ (Fitogen - Università di Cagliari), la potenzialità entrante è:

$$P_{pirogas}^* = \dot{m}_{pirogas} \cdot LHH = 8,79 \cdot 10^{10} \frac{J}{d} = 1007,67 kW \quad (3.229)$$

Da letteratura si considerano impianti di cogenerazione con i seguenti rendimenti termici ed elettrici (CHP Concordia)

$$\eta_{tCHPpir} = 0,503$$

$$\eta_{elCHPpir} = 0,384$$

Questi rendimenti sono comprensivi delle spese energetiche necessarie al funzionamento dell'impianto.

La potenza termica prodotta dall'unità CHP è:

$$P_{tCHPpir} = P_{pirogas}^* \cdot \eta_{tCHPpir} = 506,86 kW \quad (3.230)$$

Giornalmente è erogata una potenza termica di:

$$PT_{CHPpir} = P_{tCHPpir} \cdot 24 h = 12164,58 \frac{kWh}{d} \quad (3.231)$$

La potenza elettrica prodotta dall'unità CHP è:

$$P_{elCHPpir} = P_{pirogas}^* \cdot \eta_{elCHPpir} = 386,95 kW \quad (3.232)$$

Giornalmente è erogata una potenza elettrica di:

$$PE_{CHPpir} = P_{elCHPpir} \cdot 24 h = 9286,68 \frac{kWh}{d} \quad (3.233)$$

Inoltre, occorre considerare l'emissione di CO_2 fossile.

Tali rapporti fanno riferimento alle emissioni di CO_2 di impianti di cogenerazione alimentati con combustibili convenzionali (R. Scialdoni, 2023):

$$r1_{CHPpir} = \frac{\dot{m}_{CO_2emitCHPpir}}{PT_{CHPpir}} = 0,189 \frac{kg}{kWh} \quad (3.234)$$

$$r2_{CHPpir} = \frac{\dot{m}_{CO_2emitCHPpir}}{PE_{CHPpir}} = 0,189 \frac{kg}{kWh} \quad (3.235)$$

Analogamente a quanto considerato per l'impianto di cogenerazione alimentato dal biogas, si stimano con la seguente formula le emissioni di CO_2 fossile, considerando un'alimentazione di combustibile fossile intorno al 10% rispetto all'alimentazione negli impianti convenzionali:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{CO_2emitCHPpir} &= (r1_{CHPpir} \cdot PT_{CHPpir} + r2_{CHPpir} \cdot PE_{CHPpir}) \cdot rid_{CO_2fosspir} \\ &= 4054,29 \frac{kg}{d} \end{aligned} \quad (3.236)$$

Si procede nello stesso modo per stimare le potenze erogate e la portate di CO_2 fossile emesse, per i digestati psicrofilo e termofilo. Nella tabella (3.10) si riportano i risultati salienti.

Tabella 3.10 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità CHP alimentata con gas di Pirolisi.

	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
INPUT			
$\dot{m}_{pirogas}(t/d)$	4,62	4,58	4,53
OUTPUT			
$\dot{m}_{CO_2emitCHPpir}(kg/d)$	409,16	405,43	400,46
INPUT TERMICI ED ELETTRICI			
$P_{pirogas}^*(kW)$	1016,95	1007,67	995,32
RENDIMENTI TERMICI ED ELETTRICI			
$\eta_{tCHPpir}$	0,503	0,503	0,503
$\eta_{elCHPpir}$	0,384	0,384	0,384
OUTPUT TERMICI ED ELETTRICI			
$P_{tCHPpir}(kW)$	511,53	506,86	500,65
$PT_{CHPpir}(kWh/d)$	12276,63	12164,58	12015,54
$P_{elCHPpir}(kW)$	390,51	386,94	382,20
$PE_{CHPpir}(kWh/d)$	9372,22	9286,68	9172,90

Passando dal regime termofilo allo psicrofilo cresce leggermente la potenzialità del pyrogas prodotto. Tuttavia, alla luce della variabilità non marcata, si possono considerare per i tre regimi, tre impianti CHP con i medesimi rendimenti termici ed elettrici (CPL Concordia).

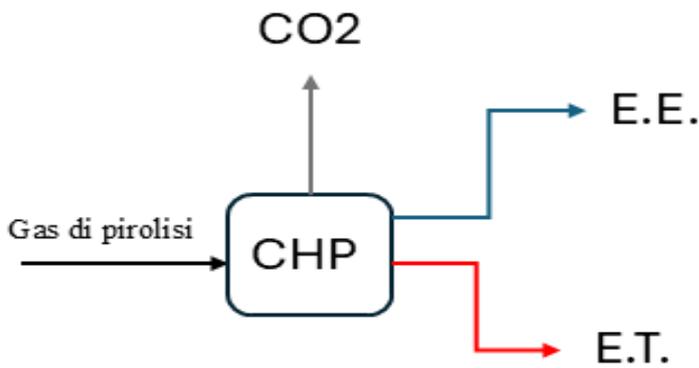


Figura 3.19 Diagramma a blocchi dell'unità CHP alimentata con il gas di pirolisi.

3.6.4 Progettazione dell'unità di produzione della struvite

Si considera l'opzione di produrre struvite dalla frazione liquida del digestato. Pertanto, la prima operazione è separare le frazioni liquida e solida del digestato. Per far ciò, si utilizza una centrifuga. Secondo dati presenti in letteratura, operando con una centrifuga, si ottiene un recupero del 62,5% di solidi totali nella frazione secca separata (C.R.P.A S.p.A, 2017)

A differenza della pirolisi, in questo caso è importante calcolare quanti dei solidi presenti vengono recuperati nella frazione acquosa del digestato.

Quindi la portata di solidi che resta nella frazione solida del digestato è:

$$\dot{m}_{solfrac}^s = \dot{m}_{soldigestato} \cdot 0,625 = 6,55 \frac{t}{d} \quad (3.237)$$

Quindi la portata di solidi che rimane nella frazione acquosa durante la centrifugazione è:

$$\dot{m}_{liqfrac}^s = \dot{m}_{soldigestato} - \dot{m}_{solfrac}^s = 3,93 \frac{t}{d} \quad (3.238)$$

Inoltre, con la centrifugazione si ottiene una frazione solida del digestato con il 25% di solido e il 75% di acqua (RE-CORD, 2020).

Di conseguenza la portata di acqua nella frazione solida è:

$$\dot{m}_{solfrac}^{acq} = \frac{\dot{m}_{soldigestato}^s}{0,25} = 26,18 \frac{t}{d} \quad (3.239)$$

Si stima ora la portata della frazione solida del digestato prodotta dalla centrifuga;

$$\dot{m}_{solfrac} = \dot{m}_{solfrac}^{acq} + \dot{m}_{solfrac}^s = 32,73 \frac{t}{d} \quad (3.240)$$

Si stima anche la portata della frazione liquida prodotta:

$$\dot{m}_{liqfrac} = \dot{m}_{digestato} - \dot{m}_{solfrac} = 72,01 \frac{t}{d} \quad (3.241)$$

Si può valutare anche il raggiungimento dell'obiettivo della centrifuga, ossia recuperare quanta più acqua possibile nella frazione liquida:

La portata d'acqua nella frazione liquida separata è:

$$\dot{m}_{liqfrac}^{acq} = \dot{m}_{acqdigestato} - \dot{m}_{solfrac}^{acq} = 68,08 \frac{t}{d} \quad (3.242)$$

Inoltre, da letteratura sia ha l'indicazione di quanto fosforo vi è tra i solidi restanti nella frazione liquida. La percentuale è del 2,05% (C.R.P.A S.p.A - E. Sinisgalli et al, 2022). Quindi è possibile calcolare la portata di fosforo nella frazione liquida separata:

$$\dot{m}_{liqfrac}^{fosf} = \dot{m}_{liqfrac}^s \cdot 0,0205 = 0,08 \frac{t}{d} \quad (3.243)$$

Invece, la stessa percentuale per l'azoto totale è del 4%. Per l'azoto ammoniacale è del 2,2% (C.R.P.A S.p.A - E. Sinisgalli et al, 2022).

Quindi la portata di azoto ammoniacale restante nella frazione liquida separata è:

$$\dot{m}_{liqfrac}^{ammon} = \dot{m}_{liqfrac}^s \cdot 0,022 = 0,086 \frac{t}{d} \quad (3.244)$$

Invece, la portata dell'azoto totale restante nella frazione liquida separata è:

$$\dot{m}_{liqfrac}^{azoto} = \dot{m}_{liqfrac}^s \cdot 0,04 = 0,16 \frac{t}{d} \quad (3.245)$$

Occorre rimuovere l'azoto ammoniacale prima di effettuare la precipitazione, si utilizza a questo scopo una colonna zeolitica che permette una rimozione di solo il 44% degli ioni ammonio presenti come riferito dall'articolo di Tecnopolo Terra ed Acqua Tech (Tecnopolo Tera e Acqua Tech, meeting 2024). Inoltre, l'articolo mette in luce come si operi con un rapporto $\frac{\dot{m}_{zeostr}}{\dot{m}_{liqfrac}}$ di 0,25.

Quindi la portata di zeolite giornaliera da impiegare per l'adsorbimento degli ioni ammonio è:

$$\dot{m}_{zeostr} = \dot{m}_{liqfraz} \cdot \frac{\dot{m}_{zeostr}}{\dot{m}_{liqfraz}} = 18 \frac{t}{d} \quad (3.246)$$

Considerando la densità della zeolite utilizzata compresi i pori di $0,800 \frac{t}{m^3}$, il volume della colonna risulta (ZEOBIT, 2021):

$$V_{zeostr} = \frac{\dot{m}_{zeostr}}{\frac{\dot{m}_{zeostr}}{V_{zeostr}}} = \frac{18 \frac{t}{d}}{0,800 \frac{t}{m^3}} = 20,57 m^3 \quad (3.247)$$

Si considera il rapporto tra diametro e altezza pari a 0,5. Con questa assunzione l'altezza risulta essere:

$$z = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{zeostr}}{\pi \cdot \left(\frac{d}{z}\right)^2}} = 4,72 m \quad (3.248)$$

Il diametro è:

$$d = z \cdot \frac{d}{z} = 2,36 m \quad (3.249)$$

La portata di azoto ammoniacale non rimosso risulta:

$$\dot{m}_{outzeo}^{ammon} = \dot{m}_{liqfraz}^{ammon} - \dot{m}_{liqfraz}^{ammon} \cdot 0,44 = 0,048 \frac{t}{d} \quad (3.250)$$

Con la portata di azoto ammoniacale rimosso:

$$\dot{m}_{rimzeo}^{ammon} = \dot{m}_{liqfraz}^{ammon} \cdot 0,44 = 0,038 \frac{t}{d} \quad (3.251)$$

La portata d'azoto totale non rimossa è:

$$\dot{m}_{outzeo}^{azoto} = \dot{m}_{liqfraz}^{azoto} - \dot{m}_{liqfraz}^{ammon} \cdot 0,44 = 0,12 \frac{t}{d} \quad (3.252)$$

Quindi la portata di liquido uscente dal trattamento con la zeolite è:

$$\dot{m}_{outzeo} = \dot{m}_{liqfraz} - (\dot{m}_{liqfraz}^{ammon} - \dot{m}_{outzeo}^{ammon}) = 71,97 \frac{t}{d} \quad (3.253)$$

Ora si considera la rigenerazione della colonna zeolitica, si sceglie di operare con un lavaggio tramite soluzione di $NaCl$ al 10%wt e successivamente eseguire un contro-lavaggio con corrente d'acqua.

La portata molare di azoto ammoniacale adsorbito è:

$$\dot{n}_{adszeo}^{ammon} = \frac{\dot{m}_{liqfraz}^{ammon} \cdot 0,44}{M_{NH_4^+}} = 2107,51 \frac{mol}{d} \quad (3.254)$$

Quindi si considera per il lavaggio un'analogia portata di $NaCl$:

$$\dot{n}_{rigzeo}^{NaCl} = \dot{n}_{adszeo}^{ammon} = 2107,51 \frac{mol}{d} \quad (3.255)$$

Trasformando in portata massica di $NaCl$:

$$\dot{m}_{lavzeo}^{NaCl} = \dot{n}_{rigzeo}^{NaCl} \cdot M_{NaCl} = 0,12 \frac{t}{d} \quad (3.256)$$

Ricordando che si considera $NaCl$ in soluzione al 10%wt, allora la portata massica alimentata per il lavaggio è:

$$\dot{m}_{lavzeo} = \frac{\dot{m}_{lavzeo}^{NaCl}}{\%wtNaCl} = 1,23 \frac{t}{d} \quad (3.257)$$

La portata d'acqua nella soluzione:

$$\dot{m}_{lavzeo}^{acq} = \dot{m}_{lavzeo} - \dot{m}_{lavzeo}^{NaCl} = 1,11 \frac{t}{d} \quad (3.258)$$

Considerando un'efficienza di lavaggio del 90%, la portata massica di ione ammonio prima adsorbita e poi rimossa dalla soluzione di lavaggio è:

$$\dot{m}_{lavzeo}^{ammonrim} = \dot{m}_{rimzeo}^{ammon} \cdot eff_{lavzeo} = 0,034 \frac{t}{d} \quad (3.259)$$

Si trasforma tale portata da massica a molare:

$$\dot{n}_{lavzeo}^{ammonrim} = \frac{\dot{m}_{lavzeo}^{ammon}}{M_{NH_4^+}} = 1896,76 \frac{mol}{d} \quad (3.260)$$

Di conseguenza, considerando una reazione in cui vi è uno scambio ionico equi-molare tra NH_4^+ e Na^+ , ossia lo scambio di 1 mole di NH_4^+ con 1 di Na^+ , la portata molare di Na^+ scambiata è:

$$\dot{n}_{lavzeo}^{Na^+sc} = \dot{n}_{lavzeo}^{ammon} = 1896,76 \frac{mol}{d} \quad (3.261)$$

Quindi la portata di ioni sodio che rimane in acqua è:

$$\dot{n}_{lavzeo}^{Na^+nonsc} = \dot{n}_{lavzeo}^{NaCl} - \dot{n}_{lavzeo}^{Na^+sc} = 210,75 \frac{mol}{d} \quad (3.262)$$

Considerando che le moli di Na^+ reagenti sono uguali a quelle di $NaCl$ reagenti, per via del fatto che in una mole di $NaCl$ è presente una di sodio, allora la portata molare di sale coinvolto nella reazione di scambio, è:

$$\dot{n}_{lavzeo}^{NaClsc} = \dot{n}_{lavzeo}^{Na^+sc} = 1897,76 \frac{mol}{d} \quad (3.263)$$

La portata massica di $NaCl$ coinvolta nella reazione di scambio è:

$$\dot{m}_{lavzeo}^{NaClsc} = \dot{n}_{lavzeo}^{NaClsc} \cdot M_{NaCl} = 0,11 \frac{t}{d} \quad (3.264)$$

La portata di $NaCl$ non coinvolta è:

$$\dot{m}_{lavzeo}^{NaClnonsc} = \dot{m}_{lavzeo}^{NaCl} - \dot{m}_{lavzeo}^{NaClsc} = 0,012 \frac{t}{d} \quad (3.265)$$

La portata molare di ioni cloro che partecipa alla reazione e resta in acqua è la stessa degli ioni sodio che si adsorbono in quanto in 1 mole di $NaCl$ vi è 1 mole di ioni sodio e 1 mole di ioni cloro. Quindi la portata molare di Cl^- che perde il catione e resta in acqua è:

$$\dot{n}_{lavzeo}^{Cl^-} = \dot{n}_{lavzeo}^{NaClsc} = \dot{n}_{lavzeo}^{Na^+sc} = 1897,76 \frac{mol}{d} \quad (3.266)$$

Convertendo in portata massica:

$$\dot{m}_{lavzeo}^{Cl^-} = \dot{n}_{lavzeo}^{Cl^-} \cdot M_{Cl^-} = 0,067 \frac{t}{d} \quad (3.267)$$

Si era calcolata una portata di zeolite necessaria all'adsorbimento, di questa portata si ricorda l'assunzione di rigenerarne un 90%, quindi la portata di zeolite rigenerata con l'operazione di lavaggio risulta:

$$\dot{m}_{lavzeo}^{zeorig} = \dot{m}_{zeostr} \cdot eff_{lavzeo} = 16,2 \frac{t}{d} \quad (3.268)$$

La zeolite non rigenerata e persa come waste nel corso della fase di lavaggio è:

$$\dot{m}_{lavzeo}^{waste} = \dot{m}_{zeostr} - \dot{m}_{lavzeo}^{zeorig} = 1,8 \frac{t}{d} \quad (3.269)$$

Per garantire continuità al processo anche durante la fase di rigenerazione si opera con 2 colonne zeolitiche:

Quindi, in realtà, durante l'operazione di lavaggio viene perso solo il 5% della zeolite effettivamente presente nell'impianto.

Inoltre, si può stimare l'ammonio non desorbito tramite scambio ionico e che costituisce insieme alla zeolite un rifiuto da smaltire:

$$\dot{n}_{lavzeo}^{ammonwaste} = \frac{\dot{m}_{rimzeo}^{ammon}}{M_{NH_4^+}} - \dot{n}_{lavzeo}^{ammonrim} = 210,75 \frac{mol}{d} \quad (3.270)$$

Quest'ultima portata stimata si può trasformare in portata massica:

$$\dot{m}_{lavzeo}^{ammonwaste} = \dot{n}_{lavzeo}^{ammonwaste} \cdot M_{NH_4^+} = 0,0038 \frac{t}{d} \quad (3.271)$$

Ora ci si concentra sul contro-lavaggio. Si assume di utilizzare una portata d'acqua pari a quella utilizzata per la fase di lavaggio.

$$\dot{m}_{contro-lav} = \dot{m}_{lavzeo}^{acq} = 1,11 \frac{t}{d}$$

Considerando un'efficienza di rimozione per il contro-lavaggio del 90%, la portata molare di ioni sodio rimossa tramite quest'operazione è:

$$\dot{n}_{contro-lav}^{Na^+rim} = \dot{n}_{lavzeo}^{Na^+sc} \cdot eff_{contro-lav} = 1707,09 \frac{mol}{d} \quad (3.272)$$

Si può trasformare in portata massica:

$$\dot{m}_{contro-lav}^{Na^{+}rim} = \dot{n}_{contro-lav}^{Na^{+}} \cdot M_{sodio} = 0,039 \frac{t}{d} \quad (3.273)$$

Inoltre, si conosce dalla (3.268) la portata di zeolite rigenerata attraverso il lavaggio, di questa il 90% viene purificata dagli ioni sodio adsorbiti. Quindi, la zeolite rigenerata attraverso le operazioni di contro-lavaggio è:

$$\dot{m}_{contro-lav}^{zeorig} = \dot{m}_{lavzeo}^{zeorig} \cdot eff_{contro-lav} = 14,58 \frac{t}{d} \quad (3.274)$$

Quindi la perdita di zeolite non rigenerata con l'operazione di contro-lavaggio è:

$$\dot{m}_{contro-lav}^{zeowaste} = \dot{m}_{lavzeo}^{zeorig} - \dot{m}_{contro-lav}^{zeorig} = 1,62 \frac{t}{d} \quad (3.275)$$

La portata di sodio non rimossa da quest'operazione e quindi scarto da smaltire insieme alla zeolite è:

$$\dot{m}_{contro-lav}^{Na^{+}waste} = \dot{n}_{lavzeo}^{Na^{+}sc} \cdot M_{sodio} - \dot{m}_{contro-lav}^{Na^{+}rim} = 0,0044 \frac{t}{d} \quad (3.276)$$

Inoltre, si può affermare che dopo ogni operazione di rigenerazione costituita da lavaggio e contro lavaggio la zeolite totale rigenerata e disponibile nuovamente per l'adsorbimento è:

$$\dot{m}_{adszeo}^{zeorig} = (\dot{m}_{zeostr} \cdot N_{colzeo}) - \dot{m}_{contro-lav}^{zeowaste} - \dot{m}_{lavzeo}^{zeowaste} = 32,58 \frac{t}{d} \quad (3.277)$$

Quindi la frazione di zeolite rigenerata dopo ogni ciclo lavaggio + contro-lavaggio rispetto alla zeolite presente nelle due colonne ammonta a:

$$\%_{wtadszeo}^{zeorig} = \frac{\dot{m}_{adszeo}^{zeorig}}{(\dot{m}_{zeostr} \cdot N_{colzeo})} = 0,91 \quad (3.278)$$

Occorre quindi un make-up di zeolite del 9% rispetto a quella presente nelle 2 colonne prima del ciclo rigenerativo.

Infatti, la portata di zeolite persa e da smaltire dopo il ciclo rigenerativo è:

$$\dot{m}_{adszeo}^{zeowaste} = \dot{m}_{contro-lav}^{zeowaste} + \dot{m}_{lavzeo}^{zeowaste} = 3,42 \frac{t}{d} \quad (3.279)$$

L'acqua di lavaggio dopo aver rigenerato la zeolite ha la seguente portata:

$$\dot{m}_{lavzeopost} = \dot{m}_{lavzeo}^{acq} + \dot{m}_{lavzeo}^{ammonrim} + \dot{m}_{lavzeo}^{NaClnonsc} + \dot{m}_{lavzeo}^{Cl^-} = 1,22 \frac{t}{d} \quad (3.280)$$

La portata d'acqua post lavaggio è costituita dall'acqua che trasportava in soluzione l' $NaCl$, dall'ammonio rimosso dalla zeolite durante la reazione di scambio ionico, dall' $NaCl$ non reagito, dallo ione cloro che nella reazione di scambio ionico ha perso in catione Na^+ .

Considerando l'acqua usata per il contro-lavaggio, dopo aver operato sulla zeolite ha la seguente portata:

$$\dot{m}_{contro-lavpost} = \dot{m}_{contro-lav} + \dot{m}_{contro-lav}^{Na^+rim} = 1,15 \frac{t}{d} \quad (3.281)$$

Quindi, la portata d'acqua post contro-lavaggio è costituita dall'acqua impiegata per il trattamento di contro-lavaggio e dalla portata di ione sodio rimosso dalla zeolite nel corso di questo trattamento.

L'operazione di lavaggio si basa sullo scambio ionico tra NH_4^+ e lo ione Na^+ della soluzione impiegata. Si considera quindi una portata molare di $NaCl$ analoga alla portata molare di azoto ammoniacale adsorbito.

Tuttavia, resta della sostanza sospesa da rimuovere. Per eseguire quest'ulteriore rimozione si utilizza un microfiltro.

Attraverso il microfiltro secondo dati di letteratura si recupera il 20% dell'azoto presente (C.R.P.A S.p.A, 2017).

$$\dot{m}_{rimmic}^{azoto} = \dot{m}_{outzeo}^{azoto} \cdot eff_{mic} = 0,024 \frac{t}{d} \quad (3.282)$$

L'azoto uscente dal microfiltrato e quindi non rimosso è:

$$\dot{m}_{outmic}^{azoto} = \dot{m}_{outzeo}^{azoto} - \dot{m}_{rimmic}^{azoto} = 0,095 \frac{t}{d} \quad (3.283)$$

I solidi totali entranti nel microfiltro ammontano a:

$$\dot{m}_{outzeo}^s = \dot{m}_{liqfraz}^s - \dot{m}_{liqfraz}^{ammon} \cdot 0,44 = 3,89 \frac{t}{d} \quad (3.284)$$

Si assume un recupero dei solidi totali mediante il microfiltro del 47,5% da letteratura (C.R.P.A S.p.A, 2017).

Quindi i solidi totali rimossi risultano:

$$\dot{m}_{rimmic}^s = \dot{m}_{outzeo}^s \cdot eff_{mic}^s = 1,85 \frac{t}{d} \quad (3.285)$$

Quindi i solidi restanti nel microfiltrato ammontano a:

$$\dot{m}_{outmic}^s = \dot{m}_{outzeo}^s - \dot{m}_{rimmic}^s = 2,04 \frac{t}{d} \quad (3.286)$$

Il recupero di fosforo con la sostanza sospesa rimossa ha un maggior tenore (C.R.P.A S.p.A, 2017).

Si assume quindi un recupero del 75%.

Di conseguenza la portata di fosforo rimossa con la sostanza sospesa è:

$$\dot{m}_{rimmic}^{fosfato} = \dot{m}_{liqfraz}^{fosf} \cdot eff_{mic}^{fosf} = 0,060 \frac{t}{d} \quad (3.287)$$

Quindi la portata di fosforo restante nel microfiltrato ammonta a:

$$\dot{m}_{outmic}^{fosfato} = \dot{m}_{liqfraz}^{fosf} - \dot{m}_{rimmic}^{fosf} = 0,020 \frac{t}{d} \quad (3.288)$$

Inoltre, si assume che metà della portata di azoto rimossa sia ammoniacale (L. Rossi et al, 2024). Di conseguenza l'azoto ammoniacale uscente con la portata microfiltrata è:

$$\dot{m}_{outmic}^{ammon} = \dot{m}_{outzeo}^{ammon} - \frac{\dot{m}_{rimmic}^{azoto}}{2} = 0,036 \frac{t}{d} \quad (3.289)$$

Quindi la portata totale in uscita dal microfiltro risulta:

$$\dot{m}_{outmic} = \dot{m}_{outzeo} - \dot{m}_{rimmic}^s = 70,12 \frac{t}{d} \quad (3.290)$$

A questo punto, il digestato può essere alimentato nel reattore di precipitazione.

Innanzitutto, si calcola la portata molare di azoto ammoniacale entrante nel reattore:

$$\dot{n}_{outmic}^{ammon} = \frac{\dot{m}_{outmic}^{ammon}}{M_{NH_4^+}} = 2022,17 \frac{mol}{d} \quad (3.291)$$

Analogamente, la portata di fosforo entrante nel reattore sottoforma di ione PO_4^- è:

$$\dot{n}_{outmic}^{fosfato} = \frac{\dot{m}_{outmic}^{fosf}}{M_{PO_4^{3-}}} = 211,89 \frac{mol}{d} \quad (3.292)$$

Come descritto nella sezione (2.6.3) è necessario lavorare con rapporti N/P/Mg = 1/1,3/1,3 (A. Siciliano et al, 2017). Quindi si vuole lavorare con una portata di fosfato pari a:

$$\dot{n}_{inprec}^{fosfato} = \dot{n}_{outmic}^{ammon} \cdot 1,3 = 2628,82 \frac{mol}{d} \quad (3.293)$$

Analogamente, la portata di magnesio con cui si vuole lavorare è:

$$\dot{n}_{inprec}^{Mg^{2+}} = \dot{n}_{outmic}^{ammon} \cdot 1,3 = 2628,82 \frac{mol}{d} \quad (3.294)$$

Di conseguenza, per ottenere la portata molare desiderata di fosfato, occorre alimentare la seguente portata molare di acido fosforico:

$$\dot{n}_{inprec}^{H_3PO_4} = \dot{n}_{inprec}^{fosfato} - \dot{n}_{outmic}^{fosfato} = 2416,93 \frac{mol}{d} \quad (3.295)$$

Occorre una portata aggiuntiva anche di cloruro di magnesio:

$$\dot{n}_{inprec}^{MgCl_2} = \dot{n}_{inprec}^{magn} = 2628,82 \frac{mol}{d} \quad (3.296)$$

La portata massica di acido fosforico aggiunta è:

$$\dot{m}_{inprec}^{H_3PO_4} = \dot{n}_{inprec}^{H_3PO_4} \cdot M_{H_3PO_4} = 0,24 \frac{t}{d} \quad (3.297)$$

La portata massica di cloruro di magnesio aggiunta è:

$$\dot{m}_{inprec}^{MgCl_2} = \dot{n}_{inprec}^{MgCl_2} \cdot M_{MgCl_2} = 0,32 \frac{t}{d} \quad (3.298)$$

Si considerano le percentuali di rimozione per ione fosfato, ione ammonio e magnesio rispettivamente di 99%, 95%, 97% (A. Siciliano et al, 2017).

Quindi si può stimare la portata molare di fosfato e quindi di fosforo precipitato:

$$\dot{n}_{prec}^{fosfato} = \dot{n}_{inprec}^{fosfato} \cdot eff_{prec}^{fosfato} = 2602,53 \frac{mol}{d} \quad (3.299)$$

La portata molare di ione ammonio precipitato:

$$\dot{n}_{prec}^{ammon} = \dot{n}_{outmic}^{ammon} \cdot eff_{prec}^{ammon} = 1921,06 \frac{mol}{d} \quad (3.300)$$

La portata molare di magnesio rimosso:

$$\dot{n}_{prec}^{Mg^{2+}} = \dot{n}_{inprec}^{Mg^{2+}} \cdot eff_{prec}^{Mg^{2+}} = 2549,95 \frac{mol}{d} \quad (3.301)$$

La portata massica di fosfato precipitato:

$$\dot{m}_{prec}^{fosfato} = \dot{n}_{prec}^{fosfato} \cdot M_{PO_4^{3-}} = 0,25 \frac{t}{d} \quad (3.302)$$

La portata massica di ione ammonio precipitato:

$$\dot{m}_{prec}^{ammon} = \dot{n}_{prec}^{ammon} \cdot M_{NH_4^+} = 0,035 \frac{t}{d} \quad (3.303)$$

Dalla reazione chimica che governa la precipitazione si nota un rapporto molare di lavoro 1:6 tra ione ammonio reagente e acqua reagente.

Quindi, l'acqua che reagisce ha la seguente portata:

$$\dot{n}_{reagprec}^{acq} = \dot{n}_{outmic}^{ammon} \cdot 6 = 12133 \frac{mol}{d} \quad (3.304)$$

Si assume di alimentare il cloruro di magnesio in una soluzione acquosa al 15%wt. Quindi, la portata d'acqua entrante con il cloruro di magnesio è:

$$\dot{m}_{acq}^{MgCl_2} = \frac{\dot{m}_{inprec}^{MgCl_2}}{\%_{wtacqua}^{MgCl_2}} = 2,11 \frac{t}{d} \quad (3.305)$$

Si considera la stessa composizione in peso anche per la soluzione di acido solforico. Quindi, la portata d'acqua entrante con l'acido solforico è:

$$\dot{m}_{acq}^{H_3PO_4} = \frac{\dot{m}_{inprec}^{H_3PO_4}}{\%_{wtacq}^{H_3PO_4}} = 1,58 \frac{t}{d} \quad (3.306)$$

Nel capitolo (2.6.3) è stata discussa l'importanza di alimentare una soluzione di $NaOH$ per regolare il PH intorno a 9, al fine di eseguire la precipitazione nelle condizioni più favorevoli. Si considera una soluzione di riferimento dall'articolo del Gruppo Operativo per l'Innovazione GOI, con una portata di $0,144 \frac{t}{d}$ per un impianto trattante $4,8 \frac{t}{d}$ digestato liquido entrante nel precipitatore (GOI, 2023)

Quindi si può impostare una proporzione per trovare la portata di soluzione di $NaOH$ più adatta per la portata di digestato liquido entrante nel precipitatore progettato nel presente lavoro:

$$\dot{m}_{outmic} : \dot{m}_{inprec}^{NaOH} = \dot{m}_{inprecif} : \dot{m}_{inprecif}^{NaOH} \quad (3.307)$$

La portata di soluzione di $NaOH$ da alimentare nel presente impianto è:

$$\dot{m}_{inprec}^{NaOHsol} = \frac{\dot{m}_{outmic} \cdot \dot{m}_{inprecif}^{NaOHsol}}{\dot{m}_{inprecif}} = 2,10 \frac{t}{d} \quad (3.308)$$

Secondo i dati dell'articolo del GOI si lavora con una soluzione al 30%wt di $NaOH$, quindi la portata di $NaOH$ alimentata risulta:

$$\dot{m}_{inprec}^{NaOH} = \dot{m}_{inprec}^{NaOHsol} \cdot \%_{wtNaOH} = 0,63 \frac{t}{d} \quad (3.309)$$

Quindi la portata d'acqua entrante con l' $NaOH$:

$$\dot{m}_{NaOH}^{acq} = \dot{m}_{inprec}^{NaOHsol} - \dot{m}_{inprec}^{NaOH} = 1,47 \frac{t}{d} \quad (3.310)$$

A questo punto si possono sommare tutti i contributi calcolando la portata totale di acqua alimentata al precipitatore:

$$\dot{m}_{inprec}^{acq} = \dot{m}_{acq}^{NaOH} + \dot{m}_{acq}^{H_3PO_4} + \dot{m}_{acq}^{MgCl_2} = 5,16 \frac{t}{d} \quad (3.311)$$

Si può trasformare in portata molare:

$$\dot{n}_{inprec}^{acq} = \frac{\dot{m}_{inprec}^{acq}}{M_{acq}} = 286726,27 \frac{t}{d} \quad (3.312)$$

Dalla (3.304), è stata già trovata la portata molare d'acqua reagente, quindi la portata massica è:

$$\dot{m}_{reagprec}^{acq} = \dot{n}_{reagprec}^{acq} \cdot M_{acq} = 0,22 \frac{t}{d} \quad (3.313)$$

Di conseguenza sommando i vari contributi calcolati è possibile trovare la portata di precipitato:

$$\dot{m}_{prec} = \dot{m}_{reagprec}^{acq} + \dot{m}_{prec}^{ammon} + \dot{m}_{prec}^{fosfato} + \dot{m}_{prec}^{Mg^{2+}} = 0,56 \frac{t}{d} \quad (3.314)$$

Ora si stima la portata d'acqua alimentata al reattore ma che non reagisce e che quindi all'uscita dal reattore dovrà essere smaltita.

$$\dot{m}_{waste}^{acq} = \dot{m}_{inprec}^{acq} - \dot{m}_{reagprec}^{acq} = 4,94 \frac{t}{d} \quad (3.315)$$

Oltre all'uscita di acqua non reagita dal reattore, vi è l'uscita di portate di agenti chimici alimentate ma non reagite.

La portata molare di Mg^{2+} aggiunta è pari a $\dot{n}_{inprec}^{MgCl_2}$ essendoci in 1 mole di $MgCl_2$ 1 mole di Mg .

Quindi, la portata massica di Mg^{2+} aggiunta risulta pari a:

$$\dot{m}_{inprec}^{Mg^{2+}} = \dot{n}_{inprec}^{MgCl_2} \cdot M_{Mg^{2+}} = 0,064 \frac{t}{d} \quad (3.316)$$

La portata di digestato non precipitato restante in coda al precipitatore è:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{waste}^{digestato} = & \dot{m}_{outmic} + \left(\dot{m}_{inprec}^{Mg^{2+}} - \dot{m}_{prec}^{Mg^{2+}} \right) - \dot{m}_{prec}^{ammon} + \left(\dot{m}_{inprec}^{fosfato} - \dot{m}_{prec}^{fosfato} \right) \\ & + \dot{m}_{inprec}^{idrogeno} + \dot{m}_{inprec}^{Cl^-} \end{aligned} \quad (3.317)$$

Per quanto riguarda il cloruro di magnesio e l'acido fosforico aggiunti, solo gli ioni magnesio e fosfato partecipano alla reazione di precipitazione, quindi, ioni cloro e ioni idrogeno si ritrovano nel digestato non precipitato uscente dal precipitatore. Da questo punto di vista, per quanto riguarda il $MgCl_2$, la $\dot{n}_{inprec}^{Cl^-} = 2 \cdot \dot{n}_{inprec}^{MgCl_2}$, quindi la portata massica di ione cloro restante nel digestato è:

$$\dot{m}_{inprec}^{Cl^-} = \dot{n}_{inprec}^{Cl^-} \cdot M_{cloro} \quad (3.318)$$

Invece, in una mole di acido fosforico aggiunto vi sono 3 moli di H^+ , quindi la portata molare di ione idrogeno aggiunto è:

$$\dot{n}_{inprec}^{idrogeno} = 3 \cdot \dot{n}_{inprec}^{H_3PO_4} \quad (3.319)$$

Quindi la portata massica di ione H^+ restante nel digestato in uscita dal precipitatore è:

$$\dot{m}_{inprec}^{idrogeno} = \dot{n}_{inprec}^{idrogeno} \cdot M_{idrogeno} = 0,0073 \frac{t}{d} \quad (3.320)$$

Stimati gli ultimi due contributi, gli altri termini della formula (3.317) sono già stati valutati e quindi il risultato è di $70,33 \frac{t}{d}$ di digestato uscente dal reattore da smaltire.

Ora si passa alla stima dei consumi termici ed elettrici dell'unità in questione.

Il primo consumo elettrico considerato è dovuto all'esercizio della centrifuga. Si considera una centrifuga con potenza utilizzata di $5 \frac{kWh}{t}$ (FAMA, FC 300).

Quindi il consumo giornaliero della centrifuga è:

$$CE_{centstr} = 5 \frac{kWh}{t} \cdot \dot{m}_{digestato} = 523,68 \frac{kWh}{d} \quad (3.321)$$

Successivamente occorre calcolare la potenza elettrica utilizzata dalla pompa per l'alimentazione della colonna zeolitica.

La colonna zeolitica opera a pressione di 1 bar, quindi la prevalenza manometrica è:

$$Prev_{manom} = z = 4,72 \text{ m} \quad (3.322)$$

Considerando la densità della frazione liquida del digestato circa uguale a $1 \frac{t}{m^3}$, la portata volumica alimentata alla colonna è:

$$\dot{V}_{liqfraz} = \frac{\dot{m}_{liqfraz}}{\rho_{acqua}} = 72,01 \frac{m^3}{d} \quad (3.323)$$

Quindi la potenza elettrica utilizzata dalla pompa di alimentazione alla colonna è:

$$P_{elinadszeo} = \frac{\dot{V}_{liqfraz} \cdot P_{revmanom} \cdot \rho_{acqua} \cdot g}{\eta_{pomp}} = 0,05 \text{ kW} \quad (3.234)$$

Il consumo elettrico giornaliero è:

$$CE_{inadszeo} = P_{elinadszeo} \cdot 24 \text{ h} = 1,20 \frac{\text{kWh}}{\text{d}} \quad (3.235)$$

Inoltre, è bene che il microfiltro sia provvisto di un vibratore che induca un moto tale da permettere la pulizia.

Come potenza elettrica del vibratore di considera 0,432 kW (Ago Vibratore Elettrico, LinoSella). Quindi, il consumo elettrico ammonta a:

$$CE_{vibrmicro} = P_{elmicro} \cdot 24 \text{ h} = 10,37 \frac{\text{kWh}}{\text{d}} \quad (3.236)$$

Nel microfiltro vi è una perdita di carico da considerare, la quale generalmente si attesta a 20 bar, di conseguenza in coda a quest'apparecchiatura è necessaria una pompa che ristabilisca la pressione adeguata e contrasti la perdita di carico (MPFILTRI).

La portata volumica uscente dal microfiltro è:

$$\dot{V}_{outmic} = \frac{\dot{m}_{outmic}}{\rho_{acqua}} = 70,12 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \quad (3.237)$$

La potenza elettrica utilizzata dalla pompa è:

$$P_{eloutmic} = \frac{\dot{V}_{outmic} \cdot (p_{amb} - p_{outmic})}{\eta_{pomp}} = 1,82 \text{ kW} \quad (3.238)$$

Il consumo elettrico è:

$$CE_{outmic} = P_{eloutmic} \cdot 24 \text{ h} = 43,71 \frac{\text{kWh}}{\text{d}} \quad (3.239)$$

La tabella riassuntiva (3.11) mostra i risultati dei principali flussi di materia e consumi energetici per i tre diversi tipi di biogas.

Tabella 3.11 Risultati in valore assoluto della progettazione dell'unità di produzione della struvite.

	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
INPUT			
$\dot{m}_{digestato}(t/d)$	105,70	104,74	103,45
$\dot{m}_{zeostr}(t/d)$	36,33	36,00	35,56
$\dot{m}_{muzeostr}(t/d)$	1,82	1,80	1,78
$\dot{m}_{lavzeo}(t/d)$	1,24	1,23	1,22
$\dot{m}_{lavzeo}^{acq}(t/d)$	1,12	1,11	1,11
$\dot{m}_{lavzeo}^{NaCl}(t/d)$	0,12	0,12	0,12
$\dot{m}_{contro-lav}(t/d)$	1,12	1,11	1,09
$\dot{m}_{inprec}^{acq}(t/d)$	5,21	5,16	5,10
$\dot{m}_{inprec}^{NaOH}(t/d)$	0,64	0,63	0,62
$\dot{m}_{inprec}^{acq}(t/d)$	1,49	1,47	1,45
$\dot{m}_{inprec}^{H_3PO_4}(t/d)$	0,24	0,24	0,24
$\dot{m}_{inprec}^{MgCl_2}(t/d)$	0,32	0,32	0,32
OUTPUT			
$\dot{m}_{solfrac}(t/d)$	33,03	32,73	32,33
$\dot{m}_{adszeo}(t/d)$	3,45	3,42	3,38
$\dot{m}_{lavzeopost}(t/d)$	1,23	1,22	1,21
$\dot{m}_{contro-lavpost}(t/d)$	1,16	1,15	1,13
$\dot{m}_{contro-lav}^{Na^+waste}(t/d)$	0,040	0,039	0,039
$\dot{m}_{lavzeo}^{ammonwaste}(t/d)$	0,0038	0,0038	0,0038
$\dot{m}_{rimmic}^s(t/d)$	1,86	1,85	1,82
$\dot{m}_{waste}^{digestato}(t/d)$	70,98	70,33	69,47
$\dot{m}_{waste}^{acq}(t/d)$	4,99	4,94	4,88
$\dot{m}_{waste}^{NaOH}(t/d)$	0,64	0,63	0,62
$\dot{m}_{prec}(t/d)$	0,57	0,56	0,56
DIM. ENSIONI COLONNA ZEO.			
$V_{zeostr}(m^3)$	20,76	20,57	20,32
z (m)	4,73	4,72	4,70
d (m)	2,36	2,36	2,35
N_{colzeo}	2	2	2
CONSUMI ELETTRICI			
$CE_{centstr}(kWh/d)$	528,51	523,68	517,27
$CE_{inadszeo}(kWh/d)$	1,22	1,20	1,18
$CE_{vibrmicro}(kWh/d)$	10,37	10,37	10,37
$CE_{outmic}(kWh/d)$	44,11	43,71	43,18

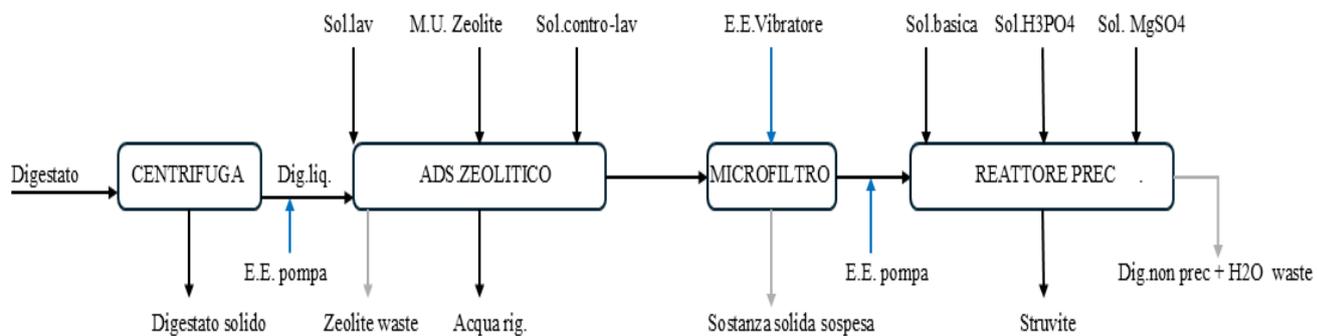


Figura 3.20 Diagramma a blocchi dell'unità di produzione della struvite

4. LCA

L' LCA è una metodologia che permette di analizzare l'impatto ambientale di un prodotto lungo tutte le fasi del suo ciclo di vita.

Nel presente lavoro, i prodotti considerati sono il biometano, il compost, il biochar prodotto dalla pirolisi e la struvite. Quindi è necessaria l'identificazione dei processi coinvolti nella loro produzione, raccogliendo i dati relativi alle risorse, materiali ed energetiche, usate in input a tali processi, nonché i dati relativi alle emissioni in acqua, suolo e aria. Proprio queste risorse ed emissioni sono utilizzate per calcolare l'impatto.

Le fasi della valutazione LCA sono quattro (2B, 2025):

1. Goal and scope: si stabiliscono lo scopo dello studio, l'unità funzionale, il sistema e l'ampiezza e la profondità dello studio.
2. Life Cycle Inventory (LCI): sono raccolti e quantificati gli input e output di energia e materia dei processi considerati
3. Life Cycle Impact Assessment (LCIA): si valuta la magnitudo dei potenziali impatti ambientali legati ai prodotti ottenuti e ai processi coinvolti nella produzione.
4. Interpretazione: I risultati degli impatti ambientali sono interpretati alla luce degli obiettivi e scopi definiti nella prima fase, al fine di trarre conclusioni e raccomandazioni per il progetto.

Un aspetto interessante della metodologia risiede nella sua dinamicità, infatti, è sempre possibile spostarsi anche da una certa fase ad una precedente. Molto spesso, dopo aver ottenuto i risultati durante la terza fase, si ritorna a lavorare sulla seconda modificando alcuni dati d'inventario, al fine di comprendere come variano gli impatti calcolati al variare di alcune caratteristiche e flussi dell'impianto.

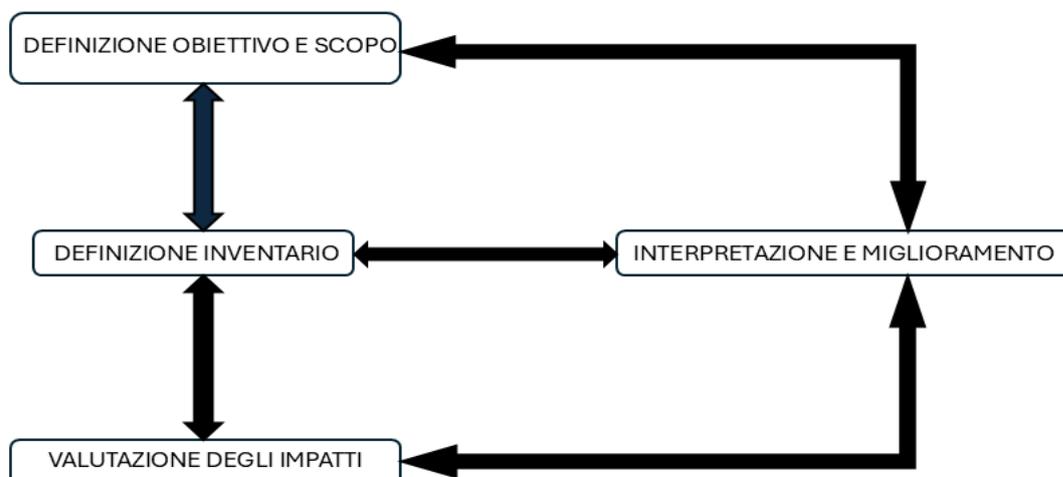


Figura 4.1 Schema concettuale delle diverse fasi della Life Cycle Assessment

4.1 Goal and scope

Nel presente lavoro si utilizza la metodologia LCA al fine di valutare gli impatti ambientali di diversi scenari impiantistici di trasformazione della FORSU e capire quali sono le configurazioni ambientalmente sostenibili.

Gli scenari impiantistici considerati sono i seguenti:

- Assorbimento con MDEA + compostaggio (MDEA + COMP)
- PSA + compostaggio (PSA + COMP)
- Assorbimento con MDEA + pirolisi e CHP (MDEA + PIRO)
- PSA + pirolisi e CHP (PSA + PIRO)
- Assorbimento con MDEA + precipitazione struvitica (MDEA + STR)
- PSA + precipitazione struvitica (PSA + STR)
- Valorizzazione del biogas in unità CHP (CHP)

Questi scenari sono stati analizzati per i tre regimi in cui è eseguita la digestione, ossia psicrofilo, mesofilo e termofilo.

Per quanto riguarda l'Upgrading del biogas si esegue una valutazione LCA che va dalla "culla", ossia l'approvvigionamento delle materie prime, al "cancello", l'uscita del prodotto dall'impianto. Per la linea di valorizzazione dei digestati, invece, si segue un approccio "dal cancello" al "cancello", in quanto il digestato esce dal digestore anaerobico, quindi da un'unità del medesimo impianto. L'unità funzionale rispetto a cui si valutano tutti gli impatti sono le tonnellate di FORSU.

4.2 Life Cycle Inventory (LCI)

Come anticipato, nelle seguenti tabelle, si raccolgono i dati sui flussi di materia ed energia coinvolti nei processi considerati.

Tabella 4.1 Dati d'inventario relativi allo sfruttamento del biogas in un'unità CHP.

PSI						
TRASP						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Trasporto	50	t		Input from technosphere	Transport, freight, lorry 16-32 metric ton, EURO 6 (GLO) market for Alloc Rec,s	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
OFMSW	100	t/d	100	Output to technosphere Products		
STOCC						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO

OFMSW	100	t/d		Input from technosphere		
E.E.	151,2	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Stored OFMSW	100	t/d	100	Output to technosphere Products		
PRETR						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Stored OFMSW	100	t/d		Input from technosphere		
E.E.	4912,8	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Pretreated OFMSW	90	t/d	100	Output to technosphere Products		
DIG+CHP						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Pretreated OFMSW	90	t/d		Input from technosphere		
Water	20,07	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonisewater, at user (GLO) market for Alloc Rec s	
E.E.	3960	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicrofilico / CHP	105,70	t/d	100			
E.E.	7475	kWh/d		Output to technosphere: Avoided products	Electricity, medium voltage (IT) market group for Alloc Rec, S	Al netto delle spese dell'unità CHP
E.T.	9129,63	kWh/d		Output to technosphere: Avoided products	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	Al netto delle spese dell'unità CHP
CO ₂ fossile	313,83	kg		Emission to air	Carbon dioxide, fossil	
CO ₂ biogenica	2084,26	kg		Emission to air	Carbon dioxide, biogenic	

Tabella 4.2 Dati d'inventario relativi all'Upgrading del biogas a biometano con le alternative assorbimento con MDEA o PSA.

PSI						
TRASP						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Trasporto	50	t		Input from technosphere	Transport, freight, lorry 16-32 metric ton, EURO 6 (GLO) market for Alloc Rec,s	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
OFMSW	100	t/d	100%	Output to technosphere Products		
STOCC						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
OFMSW	100	t/d		Input from technosphere		
E.E.	151,2	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Stored OFMSW	100	t/d	100%	Output to technosphere Products		
PRETR						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Stored OFMSW	100	t/d		Input from technosphere		
E.E.	4912,8	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Pretreated OFMSW	90	t/d	100%	Output to technosphere Products		
DIG						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Forsu pretrattata	90	t/d		Input from technosphere		
Acqua	20,07	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonisewater, at user (GLO) market for Alloc Rec s	
E.E.	3960	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicrofilo/ Upgrading	105,70	t/d	96,03%	Output to technosphere: products		
Biogas psicrofilo	4368,30	kg	3,97%	Output to technosphere: products		

DEUM						
INPUT	VALORE	U.M	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo/ Upgrading	4368,30	kg/d		Input from technosphere		
Ammoniaca	590,68	kg/d		Input from technosphere	Ammonia, liquid (RER) ammonia production steam reforming,liquid Alloc Rec, S	
Acqua	53222,16	kg/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	
E.T.	46,12	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	
E.E.	46,47	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo deumidificato	4160,09	kg/d	100%	Output to technosphere Products		
Ammoniaca evitata	590,68	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Ammonia, liquid (RER) ammonia production steam reforming,liquid Alloc Rec, S	
Acqua evitata	53222,16	Kg/d		Output to technosphere: Avoided products	decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	
Acqua emessa	208,22	kg/d		Emissions to water	Water	
DESOLF						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo deumidificato	4160,09	kg/d		Input from technosphere		
Carbone attivo	634,35	kg/d		Input from Technosphere	Activated carbon, granular (RER) treatment of spent activated carbon, granular from hard coal, reactivation Alloc Rec, S	
E.T.	196,75	kWh/d		Input from Technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	
E.E.	322,99	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO

Biogas psicrofilo senza H_2S	4158,68	kg/d	100%	Output to technosphere: Products		
Carbone attivo evitato	602,63	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Activated carbon, granular (RER) treatment of spent activated carbon, granular from hard coal, reactivation Alloc Rec, S	
H_2S rimosso	1,40	kg/d		Emission to air	Hydrogen Sulfide	
Carbone attivo di scarto	31,72	kg/d		Final waste flow	Hazardous waste, recovery	
ASS MDEA						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo senza H_2S	4158,68	kg/d	100%	Input from technosphere		
MDEA	39757,02	kg/d		Input from technosphere	Methylamine (GLO) market for Alloc Rec, S	
Acqua	39757,02	kg/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	
E.T.	13250,57	kg/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market group for Alloc Rec, S	
E.E.	446,49	kWh/d		Input from Technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biometano	2068,62	kg/d	100%	Output to technosphere		
MDEA evitata	39755,98	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Methylamine (GLO) market for Alloc Rec, S	
Acqua evitata	39755,98	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	
Biometano	2068,62	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Methane, 96% by volume, from biogas, from medium pressure network, at service station (GLO) market for Alloc Rec, S	
CO_2 biogenica	2074,74	kg/d		Emission to air	Carbon dioxide, biogenic	
CH_4 Biogenico	15,32	kg/d		Emission to air	Methane, biogenic	

Acqua vapore	1,037	kg/d		Emission to air	Water	
MDEA emessa	1,037	kg/d		Emission to air	Methylamine	
ADS PSA						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo senza H_2S	4158,68	kg/d		Input from technosphere		
Zeolite	12286,89	kg/d		Input from technosphere	Zeolite, powder (GLO) market for Alloc Rec, S	
E.T.	122,93	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market group for Alloc Rec, S	
E.E.	343,59	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biometano/ PSA	2042,57	kg/d	100 %	Output to technosphere: Products		
Zeolite evitata	11058,2	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Zeolite, powder (GLO) market for Alloc Rec, S	
Biometano/ PSA	2042,57	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Methane, 96% by volume, from biogas, from medium pressure network, at service station (GLO) market for Alloc Rec, S	
CO_2 biogenica	2054,84	kg/d		Emission to air	Carbon dioxide, biogenic	
CH_4 biogenico	61,28	kg/d		Emission to air	Methane, biogenic	
Zeolite di scarto	1228,70	kg/d		Final waste flows	Zeolite waste	

Tabella 4.3 Dati d'inventario relativi alla conversione con valore del digestato tramite compostaggio.

PSI						
DISIDR						
INPUT	VALORE	U.M	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicrofilo	105,70	t/d		Input from technosphere		
E.E.	181,66	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicrofilo disidratato/comp	42,28	t/d	40%	Output to technosphere: Products		
Acqua	63,42	t/d	60%	Output to technosphere: Products		
COMP						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Aria	102,67	t/d		Input from nature		
Digestato psicrofilo disidratato/comp	42,28	t/d		Input from technosphere		
Verde triturato	10,15	t/d		Input from technosphere	Wood waste, softwood, particleboard mill/kg/RNA	
E.E.	12720,36	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Compost psicrofilo	20,89	t/d	100%	Output to technosphere: Products		
Digestato ricircolato	10,99	t/d		Output to technosphere: Avoided products		
Aria ricircolata	51,33	t/d		Output to technosphere: Avoided products		L'aria è purificata e ricircolata per un 50%
Compost psicrofilo	20,89	t/d		Output to technosphere: Avoided products	Compost (GLO) market for Alloc Rec, S	
Aria esausta	51,33	t/d		Emission to air	Used air	L'aria è purificata e ricircolata per un 50%
Percolato	20,54	t/d		Emission to water	Waste water	

Tabella 4.4 Dati d'inventario relativi alla valorizzazione del digestato mediante pirolisi per una digestione psicofila.

PSI						
DISIDR						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicofilo	105,70	t/d		Input from technosphere		
E.E.	181,66	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicofilo disidratato/piro	42,28	t/d	40%	Output to technosphere: Products		
Acqua	63,42	t/d	60%	Output to technosphere: Products		
ESSIC						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicofilo disidratato/piro	42,28	t/d		Input from technosphere		
E.T.	31509,68	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market group for Alloc Rec, S	
E.E.	1482,47	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicofilo essiccato	13,21	t/d	100%	Output to technosphere: Products		
Acqua vapore	29,07	t/d		Emission to air	Water	
PIRO						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicofilo essiccato	13,21	t/d		Input from technosphere		
Azoto	7,72	t/d		Input from technosphere	Nitrogen, via cryogenic air separation, production mix, at plant, gaseous EU-27 S	
E.T.	8492,75	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market group for Alloc Rec, S	
E.E.	7283,31	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO

Biochar psicrofilo	3,63	t/d	100%	Output to technosphere: Products		
E.T.	12276,63	kWh/d		Output to technosphere: Avoided products	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market group for Alloc Rec, S	
E.E.	9372,22	kWh/d		Output to technosphere: Avoided products	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
Azoto evitato e operante nel reattore	7,72	t/d		Output to technosphere: Avoided products	Nitrogen, via cryogenic air separation, production mix, at plant, gaseous EU-27 S	Azoto è un inerte e non viene trasformato o consumato
CO ₂ fossile	409,16	kg/d		Emission to air	Carbon dioxide, fossil	
Bio-olio	3,30	t/d		Emission to water	Oils, biogenic	

Tabella 4.5 Dati d'inventario relativi alla valorizzazione del digestato mediante produzione di Struvite con digestione psicrofila.

PSI						
CENTR						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo	104,74	t/d		Input from technosphere		
E.E.	523,68	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato liquido psicrofilo	72,67	t/d	68,75%	Output from technosphere: Products		Frazione liquida separata da centrifuga
Digestato solido psicrofilo	33,03	t/d	31,25%	Output from technosphere: Products		Frazione solida separata da centrifuga
COL.ZEO						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato liquido psicrofilo	72,67	t/d		Input from technosphere		
Zeolite	36,33	t/d		Input from technosphere	Zeolite, powder (GLO) market for Alloc Rec, S	
Acqua	1,12	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market	Acqua per lavaggio
Acqua	1,12	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at	Acqua per contro-lavaggio

					user (GLO) market for Alloc Rec, S	
NaCl	0,12	t/d		Input from technosphere	Sodium Chloride, powder (GLO) market for Alloc Rec, S	NaCl per lavaggio colonna
E.E.	1,22	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicrofilo post zeolite	72,63	t/d	96,81%	Output to technosphere: Products		
Acqua di lavaggio + Acqua di controlavaggio	2,39	t/d	3,19%	Output to technosphere: Products		Acqua di lavaggio contiene ioni cloro, ioni ammonio e NaCl non reagito
Zeolite	32,88	t/d		Output to technosphere: Avoided products	Zeolite, powder (GLO) market for Alloc Rec, S	
Zeolite di scarto	3,45	t/d		Final waste flows	Zeolite,waste	
Na su zeolite	0,0044	t/d		Final waste flows	Residues	Na non rimosso da contro-lavaggio
Ammonio su zeolite	0,0038	t/d		Final waste flows	Residues	Ammonio non rimosso da lavaggio
MF + PREC						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicrofilo post zeolite	72,63	t/d		Input from technosphere		
Acqua al precipitatore	5,21	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	Acqua che accompagna acido fosforico, solfato di magnesio e NaOH
NaOH	0,64	t/d		Input from technosphere	Neutralising agent, sodium hydroxide-equivalent (GLO) market for Alloc Rec,S	
Acido fosforico	0,24	t/d		Input from technosphere	Phosphoric acid, industrial grade, without water, in 85% solution state (GLO) market for Alloc Rec,S	
Solfato di magnesio	0,32	t/d		Input from technosphere	Magnesium sulfate (GLO) market for Alloc Rec,S	

E.E.	54,48	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Struvite psicofila	0,57	t/d	100%	Output to technosphere: Products		
Fertilizzante convenzionale evitato	0,57	t/d		Output to technosphere: Avoided products	Phosphate fertiliser, as P2O5 (GLO) market for Alloc Rec, S	
NaOH	0,64	t/d		Emission to water	Sodium hydroxide	
Digestato uscente	70,98	t/d		Emission to water	Waste water	Frazione di digestato non precipitata
Acqua uscente	4,99	t/d		Emission to water	Waste water	Portata d'acqua alimentata che non finisce nel precipitato
Solidi rimossi	1,86	t/d		Final waste flow	Residues	Solidi rimossi con il microfiltro

Tabella 4.6 Dati relativi allo sfruttamento del Biogas in un'unità CHP con digestione mesofila

MESO						
TRASP						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Trasporto	50	t		Input from technosphere	Transport, freight, lorry 16-32 metric ton, EURO 6 (GLO) market for Alloc Rec,s	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
OFMSW	100	t/d	100%	Output to technosphere Products		
STOCC						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
OFMSW	100	t/d		Input from technosphere		
E.E.	151,2	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Stored OFMSW	100	t/d	100	Output to technosphere Products		
PRETR						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Stored OFMSW	100	t/d		Input from technosphere		
E.E.	4912,8	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Pretreated OFMSW	90	t/d	100	Output to technosphere Products		
Scarti	10	t/d		Final waste flows	Waste,unspecified	
DIG+CHP						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Pretreated OFMSW	90	t/d		Input from technosphere		
Water	20,07	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonisewater, at user (GLO) market for Alloc Rec s	
E.E.	1188	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
E.T.	2765,18	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market group for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicrofilico / CHP	104,74	t/d	100%			

E.E.	11177,01	kWh/d		Output to technosphere: Avoided products	Electricity, medium voltage (IT) market group for Alloc Rec, S	Al netto delle spese dell'unità CHP
E.T.	13813,64	kWh/d		Output to technosphere: Avoided products	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	Al netto delle spese dell'unità CHP
CO ₂ fossile	472,32	kg		Emission to air	Carbon dioxide, fossil	
CO ₂ biogenica	2022,06	kg		Emission to air	Carbon dioxide, biogenic	

Tabella 4.7 Dati relativi all'Upgrading del Biogas a Biometano alternativamente tramite assorbimento con MDEA o PSA, con digestione mesofila.

MESO						
TRASP						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Trasporto	50	t		Input from technosphere	Transport, freight, lorry 16-32 metric ton, EURO 6 (GLO) market for Alloc Rec,s	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
OFMSW	100	t/d	100%	Output to technosphere Products		
STOCC						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
OFMSW	100	t/d		Input from technosphere		
E.E.	151,2	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Stored OFMSW	100	t/d	100%	Output to technosphere Products		
PRETR						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Stored OFMSW	100	t/d		Input from technosphere		
E.E.	4912,8	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Pretreated OFMSW	90	t/d	100%	Output to technosphere Products		
Scarti	10	t/d		Final waste flows	Waste,unspecified	

DIG						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Forsu pretrattata	90	t/d		Input from technosphere		
Acqua	20,07	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec s	
E.E.	1188	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
E.T.	2765,18	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market group for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicrofilo/ Upgrading	104,74	t/d	95,15%	Output to technosphere: products		
Biogas psicrofilo	5333,01	kg	4,85%	Output to technosphere: products		
DEUM						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo/ Upgrading	5333,01	kg/d		Input from technosphere		
Ammoniaca	743,70	kg/d		Input from technosphere	Ammonia, liquid (RER) ammonia production steam reforming, liquid Alloc Rec, S	
Acqua	67010,16	kg/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	
E.T.	61,57	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	
E.E.	58,65	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo deumidificato	5074,03	kg/d	100%	Output to technosphere Products		
Ammoniaca evitata	743,70	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Ammonia, liquid (RER) ammonia production steam reforming, liquid Alloc Rec, S	
Acqua evitata	67010,16	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	
Acqua emessa	258,98	kg/d		Emissions to water	Water	

DESOLF						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo deumidificato	5074,03	kg/d		Input from technosphere		
Carbone attivo	2341,36	kg/d		Input from Technosphere	Activated carbon, granular (RER) treatment of spent activated carbon, granular from hard coal, reactivation Alloc Rec, S	
E.T.	262,42	kWh/d		Input from Technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	
E.E.	1192,14	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo senza H ₂ S	5068,86	kg/d	100%	Output to technosphere: Products		
Carbone attivo evitato	2220	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Activated carbon, granular (RER) treatment of spent activated carbon, granular from hard coal, reactivation Alloc Rec, S	
H ₂ S rimosso	5,17	kg/d		Emission to air	Hydrogen Sulfide	
Carbone attivo esausto	117	kg/d		Final waste flow	Hazardous waste, recovery	
ASS MDEA						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo senza H ₂ S	5068,86	kg/d	100%	Input from technosphere		
MDEA	48458,29	kg/d		Input from technosphere	Methylamine (GLO) market for Alloc Rec, S	
Acqua	48458,29	kg/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	
E.T.	16560,01	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market group for Alloc Rec, S	
E.E.	596,98	kWh/d		Input from Technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biometano	3045,53	kg/d	100%	Output to technosphere		
MDEA evitata	48457,28	kg/d		Output to technosphere:	Methylamine (GLO) market for Alloc Rec, S	

				Avoided products		
Acqua evitata	48458,29	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	
Biometano	3045,53	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Methane, 96% by volume, from biogas, from medium pressure network, at service station (GLO) market for Alloc Rec, S	
CO ₂ biogenica	2000,78	kg/d		Emission to air	Carbon dioxide, biogenic	
CH ₄ Biogenico	22,55	kg/d		Emission to air	Methane, biogenic	
Acqua vapore	1	kg/d		Emission to air	Water	
MDEA emessa	1	kg/d		Emission to air	Methylamine	
ADS PSA						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo senza H ₂ S	5068,86	kg/d		Input from technosphere		
Zeolite	11788,43	kg/d		Input from technosphere	Zeolite, powder (GLO) market for Alloc Rec, S	
E.T.	163,85	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market group for Alloc Rec, S	
E.E.	460,29	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biometano/ PSA	3007,17	kg/d	100 %	Output to technosphere: Products		
Zeolite evitata	10609,59	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Zeolite, powder (GLO) market for Alloc Rec, S	
Biometano/ PSA	3007,17	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Methane, 96% by volume, from biogas, from medium pressure network, at service station (GLO) market for Alloc Rec, S	
CO ₂ biogenica	1971,47	kg/d		Emission to air	Carbon dioxide, biogenic	
CH ₄ biogenico	90,22	kg/d		Emission to air	Methane, biogenic	
Zeolite esausta	1178,84	kg/d		Final waste flows	Zeolite waste	

Tabella 4.8 Dati d'inventario relativi alla valorizzazione del digestato tramite compostaggio, con digestione mesofila.

MESO						
FPRESSA						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo	104,74	t/d		Input from technosphere		
E.E.	180	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo disidratato	41,89	t/d	40%	Output to technosphere: Products		
Acqua	62,84	t/d	60%	Output to technosphere: Products		
COMP						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo disidratato	41,89	t/d		Input from technosphere		
Verde triturato	10,05	t/d		Input from technosphere	Wood waste, softwood, particleboard mill/kg/RNA	
E.E.	12636,20	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
Aria	102,34	t/d		Input from nature	Air	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Compost mesofilo	20,70	t/d	100%	Output to technosphere: Products		
Sovvallo di ricircolo	10,89	t/d		Output to technosphere: Avoided products		
Aria ricircolata	51,17	t/d		Output to technosphere: Avoided products		L'aria è purificata e ricircolata per un 50%
Compost mesofilo prodotto	20,70	t/d		Output to technosphere: Avoided products	Compost (GLO) market for Alloc Rec, S	
Aria esausta	51,17	t/d		Emission to air	Used air	L'aria è purificata e ricircolata per un 50%
Percolato	20,35	t/d		Emission to water	Waste water	

Tabella 4.9 Dati d'inventario relativi alla valorizzazione del digestato tramite pirolisi, con digestione mesofila

MESO						
FPRESSA						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo upgrading	104,74	t/d		Input from technosphere		
E.E.	180	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo disidratato	41,89	t/d	40%	Output to technosphere: Products		
Acqua	62,84	t/d	60%	Output to technosphere: Products		
ESSIC						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo disidratato	41,89	t/d		Input from technosphere		
E.T.	31222,1	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	
E.E.	1468,94	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo essiccato	13,09	t/d	100%	Output to technosphere: Products		
Acqua vapore	28,80	t/d		Emission to air	Water	
PIRO						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo essiccato	13,09	t/d		Input from technosphere		
Azoto	7,65	t/d		Input from technosphere	Nitrogen, via cryogenic air separation, production mix, at plant, gaseous EU-27s	
E.T.	8415,24	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	
E.E.	7216,84	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biochar mesofilo	3,60	t/d	100%	Output to technosphere: Products		

Azoto evitato	7,65	t/d		Output to technosphere: Avoided products	Nitrogen, via cryogenic air separation, production mix, at plant, gaseous EU-27s	Azoto è un inerte e non viene trasformato o consumato
E.T.	12164,58	kWh/d		Output to technosphere: Avoided Products	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	Al netto delle spese dell'unità CHP
E.E.	9286,68	kWh/d		Output to technosphere: Avoided products	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	Al netto delle spese dell'unità CHP
CO ₂ fossile	405,43	t/d		Emission to air	Carbon dioxide, fossil	
Bio-olio	3,27	t/d		Emission to water	Oils, biogenic	

Tabella 4.10 Dati d'inventario relativi alla valorizzazione del digestato mediante produzione di Struvite con digestione mesofila.

MESO						
CENTR						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo upgrading	104,74	t/d		Input from technosphere		
E.E.	523,68	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato Mesofilo liquido	72,01	t/d	68,75%	Output to technosphere: Products		Frazione liquida separata da centrifuga
Digestato mesofilo solido	32,73	t/d	31,25%	Output to technosphere: Products		Frazione solida separata da centrifuga
COL ZEO						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo liquido	72,01	t/d		Input from technosphere		
Zeolite	36	t/d		Input from technosphere	Zeolite, powder (GLO) market for Alloc Rec, S	
Acqua	1,11	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec,S	Acqua per lavaggio colonna
Acqua	1,11	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec,S	Acqua per contro-lavaggio colonna

NaCl	0,12	t/d		Input from technosphere	Sodium Chloride, powder (GLO) market for Alloc Rec, S	NaCl per lavaggio colonna
E.E.	1,20	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo post zeolite	71,97	t/d	96,81%	Output to technosphere: Products		
Acqua di lavaggio+ Acqua di contro-lavaggio	2,37	t/d	3,19%	Output to technosphere: Products		Acqua di lavaggio contiene ioni cloro, ioni ammonio e NaCl non reagito
Zeolite	32,58	t/d		Output to technosphere: Avoided product	Zeolite, powder (GLO) market for Alloc Rec,S	
Zeolite esausta	3,42	t/d		Final waste flows	Zeolite waste	
Na su zeolite	0,0044	t/d		Final waste flows	Residues	Na non rimosso da contro-lavaggio
Ammonio su zeolite	0,0038	t/d		Final waste flows	Residues	Ammonio non rimosso da lavaggio
MF+PREC						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo post zeolite	71,97	t/d		Input from technosphere		
Acqua al precipitatore	5,16	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	Acqua che accompagna acido fosforico, solfato di magnesio e NaOH
NaOH	0,63	t/d		Input from technosphere	Neutralising agent, sodium hydroxide-equivalent (GLO) market for Alloc Rec,S	
Acido fosforico	0,24	t/d		Input from technosphere	Phosphoric acid, industrial grade, without water, in 85% solution state (GLO) market for Alloc Rec,S	
Solfato di magnesio	0,32	t/d		Input from technosphere	Magnesium sulfate (GLO) market for Alloc Rec,S	
E.E.	54,08	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO

Struvite psicofila	0,56	t/d	100%	Output to technosphere: Products		
Fertilizzante convenzionale evitato	0,56	t/d		Output to technosphere: Avoided Product	Phosphate fertiliser, as P2O5 (GLO) market for Alloc Rec, S	
NaOH	0,63	t/d		Emission to water	Sodium hydroxide	
Digestato uscente	70,33	t/d		Emission to water	Waste water	Frazione di digestato non precipitata
Acqua uscente	4,94	t/d		Emission to water	Waste water	Portata d'acqua alimentata che non finisce nel precipitato
Solidi rimossi	1,85	t/d		Final waste flow	Residues	Solidi rimossi con il microfiltro

Tabella 4.11 Dati d'inventario relativi allo sfruttamento del Biogas in unità CHP, con digestione termofila.

TERMO						
TRASP						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Trasporto	50	t		Input from technosphere	Transport, freight, lorry 16-32 metric ton, EURO 6 (GLO) market for Alloc Rec,s	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
OFMSW	100	t/d	100%	Output to technosphere Products		
STOCC						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
OFMSW	100	t/d		Input from technosphere		
E.E.	151,2	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Stored OFMSW	100	t/d	100	Output to technosphere Products		
PRETR						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Stored OFMSW	100	t/d		Input from technosphere		
E.E.	4912,8	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Pretreated OFMSW	90	t/d	100	Output to technosphere Products		
Scarti	10	t/d		Final waste flows	Waste,unspecified	
DIG+CHP						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Pretreated OFMSW	90	t/d		Input from technosphere		
Water	20,07	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonisewater, at user (GLO) market for Alloc Rec s	
E.E.	792	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
E.T.	4521,96	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market group for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicrofilico / CHP	103,45	t/d	100%			

E.E.	17304,89	kWh/d		Output to technosphere: Avoided products	Electricity, medium voltage (IT) market group for Alloc Rec, S	Al netto delle spese dell'unità CHP
E.T.	16358,84	kWh/d		Output to technosphere: Avoided products	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	Al netto delle spese dell'unità CHP
CO ₂ fossile	636,24	kg		Emission to air	Carbon dioxide, fossil	
CO ₂ biogenica	2022,06	kg		Emission to air	Carbon dioxide, biogenic	

Tabella 4.12 Dati d'inventario relativi all'Upgrading del Biogas alternativamente tramite assorbimento con MDEA o PSA, con digestione termofila.

TERMO						
TRASP						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Trasporto	50	t		Input from technosphere	Transport, freight, lorry 16-32 metric ton, EURO 6 (GLO) market for Alloc Rec,s	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
OFMSW	100	t/d	100%	Output to technosphere Products		
STOCC						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
OFMSW	100	t/d		Input from technosphere		
E.E.	151,2	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Stored OFMSW	100	t/d	100%	Output to technosphere Products		
PRETR						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Stored OFMSW	100	t/d		Input from technosphere		
E.E.	4912,8	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Pretreated OFMSW	90	t/d	100%	Output to technosphere Products		
Scarti	10	t/d		Final waste flows	Waste,unspecified	

DIG						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Forsu pretrattata	90	t/d		Input from technosphere		
Acqua	20,07	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec s	
E.E.	792	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
E.T.	4521,96	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market group for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato psicrofilo/ Upgrading	103,45	t/d	93,99%	Output to technosphere: products		
Biogas psicrofilo	6616,30	kg	6,01%	Output to technosphere: products		
DEUM						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo/ Upgrading	6616,30	kg/d		Input from technosphere		
Ammoniaca	1088,31	kg/d		Input from technosphere	Ammonia, liquid (RER) ammonia production steam reforming, liquid Alloc Rec, S	
Acqua	98060,64	kg/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	
E.T.	80,67	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	
E.E.	85,51	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo deumidificato	6227,10	kg/d	100%	Output to technosphere Products		
Ammoniaca evitata	1088,31	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Ammonia, liquid (RER) ammonia production steam reforming, liquid Alloc Rec, S	
Acqua evitata	98060,64	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	
Acqua emessa	389,21	kg/d		Emissions to water	Water	

DESOLF						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo deumidificato	6227,10	kg/d		Input from technosphere		
Carbone attivo	3521,51	kg/d		Input from Technosphere	Activated carbon, granular (RER) treatment of spent activated carbon, granular from hard coal, reactivation Alloc Rec, S	
E.T.	338,78	kWh/d		Input from Technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	
E.E.	1793,04	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo senza H ₂ S	6219,31	kg/d	100%	Output to technosphere: Products		
Carbone attivo evitato	3345,44	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Activated carbon, granular (RER) treatment of spent activated carbon, granular from hard coal, reactivation Alloc Rec, S	
H ₂ S rimosso	7,78	kg/d		Emission to air	Hydrogen Sulfide	
Carbone attivo esausto	176,08	kg/d		Final waste flow	Hazardous waste, recovery	
ASS MDEA						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo senza H ₂ S	6219,31	kg/d	100%	Input from technosphere		
MDEA	59456,63	kg/d		Input from technosphere	Methylamine (GLO) market for Alloc Rec, S	
Acqua	59456,63	kg/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	
E.T.	20744,46	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market group for Alloc Rec, S	
E.E.	782,26	kWh/d		Input from Technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biometano	4188,96	kg/d	100%	Output to technosphere		
MDEA evitata	59455,63	kg/d		Output to technosphere:	Methylamine (GLO) market for Alloc Rec, S	

				Avoided products		
Acqua evitata	59455,63	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	
Biometano	4188,96	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Methane, 96% by volume, from biogas, from medium pressure network, at service station (GLO) market for Alloc Rec, S	
CO ₂ biogenica	1999,34	kg/d		Emission to air	Carbon dioxide, biogenic	
CH ₄ Biogenico	31,02	kg/d		Emission to air	Methane, biogenic	
Acqua vapore	1	kg/d		Emission to air	Water	
MDEA emessa	1	kg/d		Emission to air	Methylamine	
ADS PSA						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biogas psicrofilo senza H ₂ S	6219,31	kg/d		Input from technosphere		
Zeolite	11714,01	kg/d		Input from technosphere	Zeolite, powder (GLO) market for Alloc Rec, S	
E.T.	212,34	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market group for Alloc Rec, S	
E.E.	604,37	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biometano/ PSA	4136,20	kg/d	100 %	Output to technosphere: Products		
Zeolite evitata	10542,61	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Zeolite, powder (GLO) market for Alloc Rec, S	
Biometano/ PSA	4136,20	kg/d		Output to technosphere: Avoided products	Methane, 96% by volume, from biogas, from medium pressure network, at service station (GLO) market for Alloc Rec, S	
CO ₂ biogenica	1959,03	kg/d		Emission to air	Carbon dioxide, biogenic	
CH ₄ biogenico	124,09	kg/d		Emission to air	Methane, biogenic	
Zeolite esausta	1171,40	kg/d		Final waste flows	Zeolite waste	

Tabella 4.13 Dati d'inventario relativi alla valorizzazione del digestato tramite compostaggio, con digestione termofila.

TERMO						
FPRESSA						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo	103,45	t/d		Input from technosphere		
E.E.	177,79	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo disidratato	41,38	t/d	40%	Output to technosphere: Products		
Acqua	62,07	t/d	60%	Output to technosphere: Products		
COMP						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo disidratato	41,38	t/d		Input from technosphere		
Verde triturato	9,93	t/d		Input from technosphere	Wood waste, softwood, particleboard mill/kg/RNA	
E.E.	12524,24	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
Aria	101,90	t/d		Input from nature	Air	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Compost mesofilo	20,45	t/d	100%	Output to technosphere: Products		
Sovvallo di ricircolo	10,76	t/d		Output to technosphere: Avoided products		
Aria ricircolata	50,95	t/d		Output to technosphere: Avoided products		L'aria è purificata e ricircolata per un 50%
Compost mesofilo prodotto	20,45	t/d		Output to technosphere: Avoided products	Compost (GLO) market for Alloc Rec, S	
Aria esausta	50,95	t/d		Emission to air	Used air	L'aria è purificata e ricircolata per un 50%
Percolato	20,10	t/d		Emission to water	Waste water	

Tabella 4.14 Dati d'inventario relativi alla valorizzazione del digestato tramite pirolisi, con digestione termofila.

TERMO						
FPRESSA						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo upgrading	103,45	t/d		Input from technosphere		
E.E.	177,79	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo disidratato	41,38	t/d	40%	Output to technosphere: Products		
Acqua	62,07	t/d	60%	Output to technosphere: Products		
ESSIC						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo disidratato	41,38	t/d		Input from technosphere		
E.T.	30839,55	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	
E.E.	1450,94	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo essiccato	12,93	t/d	100%	Output to technosphere: Products		
Acqua vapore	28,45	t/d		Emission to air	Water	
PIRO						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo essiccato	12,93	t/d		Input from technosphere		
Azoto	7,56	t/d		Input from technosphere	Nitrogen, via cryogenic air separation, production mix, at plant, gaseous EU-27s	
E.T.	8312,14	kWh/d		Input from technosphere	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	
E.E.	7128,42	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Biochar mesofilo	3,56	t/d	100%	Output to technosphere: Products		

Azoto evitato	7,56	t/d		Output to technosphere: Avoided products	Nitrogen, via cryogenic air separation, production mix, at plant, gaseous EU-27s	Azoto è un inerte e non viene trasformato o consumato
E.T.	12015,54	kWh/d		Output to technosphere: Avoided Products	Heat, district or industrial, natural gas (RER) market for Alloc Rec, S	Al netto delle spese dell'unità CHP
E.E.	9172,90	kWh/d		Output to technosphere: Avoided products	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	Al netto delle spese dell'unità CHP
CO ₂ fossile	400,46	t/d		Emission to air	Carbon dioxide, fossil	
Bio-olio	3,23	t/d		Emission to water	Oils, biogenic	

Tabella 4.15 Dati d'inventario relativi alla valorizzazione del digestato tramite produzione di Struvite, con digestione termofila.

MESO						
CENTR						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo upgrading	103,45	t/d		Input from technosphere		
E.E.	517,27	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato Mesofilo liquido	71,12	t/d	68,75%	Output to technosphere: Products		Frazione liquida separata da centrifuga
Digestato mesofilo solido	32,33	t/d	31,25%	Output to technosphere: Products		Frazione solida separata da centrifuga
COL ZEO						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo liquido	71,12	t/d		Input from technosphere		
Zeolite	35,56	t/d		Input from technosphere	Zeolite, powder (GLO) market for Alloc Rec, S	
Acqua	1,09	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec,S	Acqua per lavaggio colonna
Acqua	1,09	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at	Acqua per contro-

					user (GLO) market for Alloc Rec,S	lavaggio colonna
NaCl	0,12	t/d		Input from technosphere	Sodium Chloride, powder (GLO) market for Alloc Rec, S	NaCl per lavaggio colonna
E.E.	1,18	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo post zeolite	71,09	t/d	96,81%	Output to technosphere: Products		
Acqua di lavaggio+ Acqua di contro-lavaggio	2,18	t/d	3,19%	Output to technosphere: Products		Acqua di lavaggio contiene ioni cloro, ioni ammonio e NaCl non reagito
Zeolite	32,18	t/d		Output to technosphere: Avoided product	Zeolite, powder (GLO) market for Alloc Rec,S	
Zeolite esausta	3,38	t/d		Final waste flows	Zeolite waste	
Na su zeolite	0,0043	t/d		Final waste flows	Residues	Na non rimosso da contro-lavaggio
Ammonio su zeolite	0,0038	t/d		Final waste flows	Residues	Ammonio non rimosso da lavaggio
MF+PREC						
INPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Digestato mesofilo post zeolite	71,09	t/d		Input from technosphere		
Acqua al precipitatore	5,10	t/d		Input from technosphere	Water, completely softened, from decarbonised water, at user (GLO) market for Alloc Rec, S	Acqua che accompagna acido fosforico, solfato di magnesio e NaOH
NaOH	0,62	t/d		Input from technosphere	Neutralising agent, sodium hydroxide-equivalent (GLO) market for Alloc Rec,S	
Acido fosforico	0,23	t/d		Input from technosphere	Phosphoric acid, industrial grade, without water, in 85% solution state (GLO) market for Alloc Rec,S	
Solfato di magnesio	0,31	t/d		Input from technosphere	Magnesium sulfate (GLO) market for Alloc Rec,S	

E.E.	53,54	kWh/d		Input from technosphere	Electricity, medium voltage (IT) market for Alloc Rec, S	
OUTPUT	VALORE	U.M.	ALLOC	TIPO	DATAB	INFO
Struvite psicrofila	0,56	t/d	100%	Output to technosphere: Products		
Fertilizzante convenzionale evitato	0,56	t/d		Output to technosphere: Avoided Product	Phosphate fertiliser, as P2O5 (GLO) market for Alloc Rec, S	
NaOH	0,62	t/d		Emission to water	Sodium hydroxide	
Digestato uscente	69,47	t/d		Emission to water	Waste water	Frazione di digestato non precipitata
Acqua uscente	4,88	t/d		Emission to water	Waste water	Portata d'acqua alimentata che non finisce nel precipitato
Solidi rimossi	1,82	t/d		Final waste flow	Residues	Solidi rimossi con il microfiltro

4.3 Risultati (Elaborazione Sima Pro)

In questo capitolo si riportano i risultati delle simulazioni effettuate tramite Sima Pro, attraverso l'elaborazione dei dati d'inventario, il software esegue simulazioni su diversi scenari impiantistici definiti già definiti nel capitolo (4.1).

Il metodo utilizzato per le simulazioni è il "ReCiPe Midpoint (H)" e come principali categorie d'impatto si considerano: climate change, human toxicity, fossil depletion, water depletion.

Il primo scenario studiato è l'Upgrading del biogas con assorbimento con ammine con il digestato convertito mediante il processo di compostaggio.

Tabella 4.16. Impatti ambientali dello scenario MDEA + COMP

CATEGORIA	U.M.	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
Climate change	kg CO ₂ eq	8,07 · 10 ³	5,44 · 10 ³	2,59 · 10 ³
Human toxicity	kg 1,4-DB eq	2,38 · 10 ³	1,69 · 10 ³	921
Water depletion	m ³	111	103	98
Fossil depletion	kg oil eq	4,06 · 10 ³	3,91 · 10 ³	3,8 · 10 ³

In questo primo scenario non si ottengono impatti evitati per nessuna delle categorie considerate per via dei grossi impatti dovuti al processo di compostaggio. La discesa d'impatto passando da psicrofilia a termofilia è dovuta alla crescita nel biometano prodotto e quindi a maggiori impatti evitati, nonché ad una minore portata di digestato prodotto da trattare attraverso il processo di compostaggio.

Tabella 4. 17 Contributo di upgrading e produzione di compost sugli impatti per lo scenario MDEA + COMP nel caso di digestione psicrofilia

PSI			
CATEGORIA	U.M.	UPGRADING	PROD.COMPOST
Climate change	kg CO ₂ eq	-4,54 · 10 ³	1,26 · 10 ⁴
Human toxicity	kg 1,4-DB eq	-1,33 · 10 ³	3,71 · 10 ³
Water depletion	m ³	-8,22	119
Fossil depletion	kg oil eq	47,5	4,01 · 10 ³

L'impatto per le categorie "fossil depletion" e "climate change" è dovuto alla grossa richiesta di energia del processo di compostaggio, infatti, per la categoria "climate change" si nota come vi sia un impatto positivo di 1,26 · 10⁴ kg CO₂eq relativo alla produzione di compost, mentre per l'upgrading si ottiene un impatto evitato. Anche sulla categoria "fossil depletion" il maggior impatto è relativo alla produzione di compost con 4,01 · 10³ kg oil eq. Invece il compostaggio non comporta grossi consumi d'acqua, di conseguenza per la categoria "water depletion" l'impatto totale è minore rispetto a quello delle altre categorie.

Il secondo scenario considerato è l'Upgrading del biogas attraverso PSA e conversione del digestato attraverso il compostaggio.

Tabella 4.18 Impatti ambientali dello scenario PSA + COMP

CATEGORIA	U.M.	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
Climate change	kg CO ₂ eq	1,28 · 10 ⁴	1,01 · 10 ⁴	7,28 · 10 ³
Human toxicity	kg 1,4-DB eq	5,94 · 10 ³	5,09 · 10 ³	4,28 · 10 ³
Water depletion	m ³	213	200	193
Fossil depletion	kg oil eq	4,88 · 10 ³	4,52 · 10 ³	4,22 · 10 ³

Si nota come anche in questo caso non vi sia alcun impatto evitato, il motivo è sempre la grossa richiesta energetica dovuta al compostaggio. Inoltre, soprattutto per le categorie d'impatto "climate change", "human toxicity" e "fossil depletion", vi è una leggera diminuzione negli impatti passando da psicrofilia a termofilia, ciò è dovuto alla lieve diminuzione della richiesta energetica per il compostaggio lungo questa direzione, causata dalle minori portate di digestato prodotto. Inoltre, ricavare una maggiore portata di biometano nel caso termofilo, può portare a maggiori impatti evitati e quindi ad una riduzione degli impatti sulle diverse categorie.

Si analizza lo scenario di upgrading del biogas con ammine e conversione dei digestati con pirolisi combinata all'unità CHP.

Tabella 4.19 Impatti ambientali dello scenario MDEA+ PIRO.

CATEGORIA	U.M.	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
Climate change	kg CO ₂ eq	728	-1,96 · 10 ³	-4,75 · 10 ³
Human toxicity	kg 1,4-DB eq	-862	-1,55 · 10 ³	-2,29 · 10 ³
Water depletion	m ³	28,6	19,3	14,3
Fossil depletion	kg oil eq	1,74 · 10 ³	1,58 · 10 ³	1,50 · 10 ³

Per la categoria "climate change" vi è un impatto evitato rispettivamente di -1,96 · 10³ e -4,75 · 10³ kg CO₂eq eseguendo la digestione nei regimi mesofilo e termofilo. Infatti, utilizzando il gas di pirolisi in un cogeneratore si producono energia elettrica e termica oltre al biochar e quindi crescono gli impatti evitati. Inoltre, innalzando la temperatura della digestione, crescono la produttività in biometano e gli impatti evitati che esso comporta, di conseguenza l'impatto evitato totale nel caso termofilo è maggiore che nel caso mesofilo. Per la stessa ragione si verifica un andamento simile all'aumentare della temperatura della digestione anche per la categoria "human toxicity", nonostante già per il regime psicrofilo vi sia un piccolo impatto evitato. Per questo scenario, il peso della valorizzazione del digestato sugli impatti è circa lo stesso nei tre regimi, in quanto nel caso termofilo viene trattato meno digestato con minori spese energetiche, tuttavia, occorre far fronte a minori produttività nette di energia termica ed elettrica dall'unità CHP. Invece, non vi sono impatti evitati per le categorie "water depletion" e "fossil depletion" in alcun regime della digestione

Si analizza lo scenario di upgrading attraverso PSA con conversione del digestato tramite combinazione di pirolisi e unità CHP.

Tabella 4. 20 Impatti ambientali dello scenario PSA + PIRO

CATEGORIA	U.M.	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
Climate change	kg CO ₂ eq	5,44 · 10 ³	2,66 · 10 ³	-55,5
Human toxicity	kg 1,4-DB eq	2,70 · 10 ³	1,84 · 10 ³	1,07 · 10 ³
Water depletion	m ³	131	116	109
Fossil depletion	kg oil eq	2,56 · 10 ³	2,20 · 10 ³	1,91 · 10 ³

In questo caso si ottiene un impatto evitato solo per la categoria “climate change” operando con una digestione termofila, a motivo del fatto che in termofilia si ottiene una maggiore portata di biometano. Per le altre categorie si verificano impatti positivi che, come per gli scenari precedenti, si riducono aumentando la temperatura della digestione, per via della maggiore quantità di biometano prodotto in termofilia. Invece, il peso del trattamento del digestato sugli impatti è circa lo stesso per i tre regimi.

Si analizza lo scenario di upgrading attraverso assorbimento con ammine e conversione del digestato attraverso la precipitazione della struvite.

Tabella 4.21 Impatti ambientali dello scenario MDEA + Struvite

CATEGORIA	U.M.	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
Climate change	kg CO ₂ eq	1,32 · 10 ⁴	1,01 · 10 ⁴	7,16 · 10 ³
Human toxicity	kg 1,4-DB eq	9,09 · 10 ³	8,25 · 10 ³	7,37 · 10 ³
Water depletion	m ³	375	358	347
Fossil depletion	kg oil eq	4,85 · 10 ³	4,60 · 10 ³	4,47 · 10 ³

Per questo scenario non vi sono impatti evitati per nessuna categoria e per nessuno dei tre regimi di digestione. Vi è anche in questo caso una riduzione negli impatti passando dal caso psicrofilo al termofilo per i motivi già esaminati.

Si studia lo scenario dell’upgrading tramite PSA e valorizzazione del digestato attraverso la precipitazione della struvite.

Tabella 4.22 Impatto ambientale dello scenario PSA + Struvite

CATEGORIA	U.M.	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
Climate change	kg CO ₂ eq	1,79 · 10 ⁴	1,47 · 10 ⁴	1,18 · 10 ⁴
Human toxicity	kg 1,4-DB eq	1,26 · 10 ⁴	1,16 · 10 ⁴	1,07 · 10 ⁴
Water depletion	m ³	477	455	442
Fossil depletion	kg oil eq	5,67 · 10 ³	5,21 · 10 ³	4,89 · 10 ³

Anche in questo caso per nessuna categoria d’impatto e nessuno dei tre regimi della digestione vi è un impatto evitato. Inoltre, per ciascuna categoria vi è una decrescita d’impatto passando

da una digestione anaerobica psicrofila a una digestione anaerobica termofila, per via della maggiore produttività di biocarburante.

In conclusione, si simula l'ultimo scenario considerato che si basa sull'utilizzo del biogas in un'unità CHP.

Tabella 4.23 Impatti ambientali dello scenario CHP + DIG

CATEGORIA	U.M.	PSICROFILIA	MESOFILIA	TERMOFILIA
Climate change	kg CO ₂ eq	66,90	-3,46 · 10 ³	-6,48 · 10 ³
Human toxicity	kg 1,4-DB eq	105	-562	-1,14 · 10 ³
Water depletion	m ³	28,30	-21,30	-64,1
Fossil depletion	kg oil eq	-175	-1,24 · 10 ³	-2,16 · 10 ³

Come nei precedenti scenari, si nota un andamento decrescente degli impatti di ciascuna categoria passando dal caso di digestione psicrofila a termofila, perché producendo più biogas si producono maggiori quantità di energia termica ed elettrica nette all'unità CHP e di conseguenza si ottengono dei maggiori impatti evitati. Infatti, con una digestione anaerobica termofila si ottengono impatti evitati approssimativamente doppi rispetto al caso di digestione mesofila per le categorie "climate change", "human toxicity" e "fossil depletion". Nel caso di uno scenario basato su una digestione psicrofila vi è un impatto evitato molto piccolo solo sulla categoria "fossil depletion", di -175 kg oil eq. Infatti per una digestione psicrofila si utilizzano 10 digestori, il che porta a un fabbisogno elettrico relativo alla miscelazione molto alto. Lo scenario è ambientalmente ottimale nel caso di digestione mesofila e termofila, in quanto risultano impatti evitati per tutte le categorie analizzate, questo risultato è dovuto alla riduzione delle spese elettriche per via del numero minore di digestori utilizzati e della maggiore portata di biogas prodotto da alimentare nell'unità CHP.

A questo punto è utile mostrare per ciascuno dei tre differenti regimi termici di digestione, gli impatti dei diversi possibili scenari impiantistici.

Si inizia analizzando il regime psicrofilo.

Tabella 4.24 Confronto tra gli impatti ambientali di diversi scenari impiantistici basati su una digestione anaerobica psicrofila.

	Climate change	Human toxicity	Water depletion	Fossil depletion
	kg CO ₂ eq	kg 1,4-DBeq	m ³	kg oil eq
MDEA + COMP	8,07 · 10 ³	2,38 · 10 ³	111	4,06 · 10 ³
PSA + COMP	1,28 · 10 ⁴	5,94 · 10 ⁴	213	4,88 · 10 ³
MDEA + PIRO	728	-862	28,6	1,74 · 10 ³
PSA + PIRO	5,44 · 10 ³	2,70 · 10 ³	131	2,56 · 10 ³
MDEA + STR	1,32 · 10 ⁴	9,09 · 10 ³	375	4,85 · 10 ³
PSA + STR	1,79 · 10 ⁴	1,26 · 10 ⁴	477	5,67 · 10 ³
CHP	66,90	105	28,30	-175

Basando il processo su una digestione psicrofila non è possibile ottenere impatti evitati importanti, per via delle piccole portate di biogas prodotte e quindi upgragate o utilizzate per la cogenerazione, quindi, gli impatti evitati dovuti alla produzione di biogas non sono sufficienti a bilanciare gli impatti dovuti alle spese energetiche d'impianto, relative soprattutto all'energivora valorizzazione dei digestati. Le uniche categorie caratterizzate da piccoli impatti evitati sono la "human toxicity" per lo scenario "MDEA+PIRO" e la "fossil depletion" per lo scenario CHP, rispettivamente di $-862 \text{ kg } 1,4 - \text{DBeq}$ e -175 kg oil eq . Quindi, è possibile affermare come uno scenario meno impattante sia la produzione di biometano attraverso assorbimento con ammine abbinata alla pirolisi. Infatti, è possibile ottenere una maggiore portata di biometano, in quanto durante il processo di assorbimento vi sono minori perdite di CH_4 rispetto all'adsorbimento con tecnologia PSA, inoltre è possibile evitare gli ingenti impatti legati al make-up di zeolite. Inoltre, attraverso la pirolisi abbinata all'unità CHP si recuperano energia termica ed elettrica al netto dell'unità di cogenerazione, che costituiscono alti impatti evitati. Un altro scenario ambientalmente meno impattante è lo sfruttamento del biogas in un'unità CHP, in quanto si eliminano gli impatti relativi agli step di purificazione del biogas, questo aspetto ha un'influenza importante soprattutto per il regime psicrofilo in cui si ottiene un impatto evitato dovuto alla produzione di energia elettrica e termica non molto elevato, per via delle basse produttività in biogas.

Si analizza il regime mesofilo.

Tabella 4.25 Confronto tra gli impatti ambientali di diversi scenari impiantistici basati su una digestione anaerobica mesofila.

	Climate change	Human toxicity	Water depletion	Fossil depletion
	kg CO_2eq	kg 1,4-DBeq	m^3	kg oil eq
MDEA + COMP	$5,44 \cdot 10^3$	$1,69 \cdot 10^3$	103	$3,91 \cdot 10^3$
PSA + COMP	$1,01 \cdot 10^4$	$5,09 \cdot 10^3$	200	$4,52 \cdot 10^3$
MDEA + PIRO	$-1,96 \cdot 10^3$	$-1,55 \cdot 10^3$	19,3	$1,58 \cdot 10^3$
PSA + PIRO	$2,66 \cdot 10^3$	$1,84 \cdot 10^3$	116	$2,20 \cdot 10^3$
MDEA + STR	$1,01 \cdot 10^4$	$8,25 \cdot 10^3$	358	$4,60 \cdot 10^3$
PSA + STR	$1,47 \cdot 10^4$	$1,16 \cdot 10^4$	455	$5,21 \cdot 10^3$
CHP	$-3,46 \cdot 10^3$	-562	-21,3	$-1,24 \cdot 10^3$

Si evidenzia lo scenario "MDEA+PIRO", il quale presenta impatti evitati per le categorie "climate change" e "human toxicity", probabilmente anche in questo caso per via delle basse portate di ammina di make-up che portano a bassi impatti legati al processo di approvvigionamento dell'ammina stessa, nonché per via delle basse perdite di metano. Inoltre, la pirolisi risulta sempre l'opzione di valorizzazione dei digestati migliore, per via dell'ottenimento di ingenti produzioni nette di energia elettrica e termica, le quali costituiscono importanti impatti evitati. In questo caso, lo scenario basato sull'unità CHP presenta impatti evitati sulle 4 categorie, ciò scaturisce dal non effettuare tutti gli step di processo per la purificazione del biogas e trattamento del digestato, molto esigenti in materie prime ed energia.

Infine, si analizza il regime termofilo.

Tabella 4.26 Confronto tra gli impatti ambientali di diversi scenari impiantistici basati su una digestione anaerobica termofila.

	Climate change	Human toxicity	Water depletion	Fossil depletion
	kg CO ₂ eq	kg 1,4-DBeq	m ³	kg oil eq
MDEA + COMP	2,59 · 10 ³	921	98	3,80 · 10 ³
PSA + COMP	7,28 · 10 ³	4,28 · 10 ³	193	4,22 · 10 ³
MDEA + PIRO	-4,75 · 10 ³	-2,29 · 10 ³	14,3	1,50 · 10 ³
PSA + PIRO	-55,5	1,07 · 10 ³	109	1,91 · 10 ³
MDEA + STR	7,16 · 10 ³	7,37 · 10 ³	347	4,47 · 10 ³
PSA + STR	1,18 · 10 ⁴	1,07 · 10 ⁴	442	4,89 · 10 ³
CHP	-6,48 · 10 ³	-1,14 · 10 ³	-64,1	-2,16 · 10 ³

Anche per la digestione eseguita in regime termofilo si ottengono impatti evitati per le categorie “climate change” e human toxicity” applicando lo scenario impiantistico “MDEA+PIRO”, per via degli stessi vantaggi indicati nel caso mesofilo. Inoltre, come per il regime mesofilo, anche in questo caso lo scenario “CHP” presenta impatti evitati per le 4 categorie.

Analizzando i risultati di tutti gli scenari impiantistici simulati per i tre regimi di temperatura della digestione, si evidenzia una caratteristica comune, ovvero il basso impatto, dell’ordine massimo di centinaia di m³ d’acqua, per la categoria “water depletion” rispetto alle altre categorie con impatti positivi. Inoltre, gli scenari che comportano i maggiori impatti per questa categoria sono basati sulla precipitazione della struvite, processo che infatti comporta maggiori consumi d’acqua per via delle soluzioni acquose di reagenti da alimentare al precipitatore e delle acque di lavaggio e contro-lavaggio alimentate alla colonna zeolitica per la rigenerazione.

Nel presente lavoro si è deciso di eseguire un focus particolare sulla categoria d’impatto “climate change”, determinando le unità impiantistiche, le materie prime e le utilities maggiormente responsabili delle emissioni di CO₂eq.

Il primo scenario analizzato è quello composto dall’Upgrading del biogas attraverso assorbimento con soluzione amminica e dal compostaggio per convertire il digestato.

Tabella 4. 27 Impatti sulla categoria “climate change” per lo scenario MDEA + COMP

kg CO ₂ eq	UPGRADING	PROD. COMPOST	TOT
PSI	- 4546,86	12604,66	8057,80
MESO	-6743,19	12178,23	5435,04
TERMO	-9516,09	12054,96	2538,86

Si può osservare come passando dal regime psicrofilo al termofilo cresca l’impatto evitato dovuto alla produzione e upgrading del biogas, in quanto è prodotta una quantità maggiore di

biometano e quindi cresce l'impatto evitato dovuto alla generazione del biocarburante stesso. Inoltre, passando da un regime psicrofilo al termofilo vi è anche una diminuzione nella portata di digestato prodotto, di conseguenza in questa stessa direzione vi è una leggera diminuzione negli impatti positivi dovuti al trattamento del digestato. Tuttavia, la tabella presenta che per tutti i regimi termici della digestione l'impatto complessivo dell'impianto è positivo.

Nelle tabelle (4.28a e 4.28b) si riportano, per il caso psicrofilo, i contributi delle varie unità di processo all'impatto totale allocati a biogas e digestato.

Tabella 4.28a e 4.28b Contributo delle varie unità sulla categoria "climate change" per lo scenario MDEA + COMP psicrofilo, allocati al biogas per la tabella 4.28a (sx) e al digestato per la tabella 4.28b (dx).

Unità	kgCO2eq
Trasporto	0,32
Stoccaggio	3,21
Pretrattamenti	104,01
Digestione	84,02
Deumidificazione	30,27
Desolforazione	221,3
Tratt ammina	-4990
Imp tot	-4546,86

Unità	kgCO2eq
Trasporto	3,14
Stoccaggio	31,04
Pretrattamenti	1006,39
Digestione	812,19
Disidratazione	38,8
Compostaggio	10713,1
Imp tot	12604,66

L'impatto positivo maggiore allocato al biogas è relativo allo step di desolforazione, il quale presenta un impatto più che doppio rispetto al secondo step più impattante. Inoltre, si osserva che per lo step di assorbimento con l'ammina si ha un impatto evitato a motivo della produzione del biometano, da cui risulta un impatto evitato complessivo sul biogas. Per quanto riguarda gli impatti legati ai digestati, complessivamente si ha un impatto positivo influenzato in maniera preponderante dal processo di compostaggio vero e proprio, il quale pesa per circa l'85%. Infatti, è proprio per via dello step di compostaggio, che prevale l'impatto positivo sul digestato rispetto all'impatto evitato sul biogas.

Il grafico (4.2) mostra il peso percentuale delle varie utilities e materie prime sull'impatto di ogni singola unità del processo.

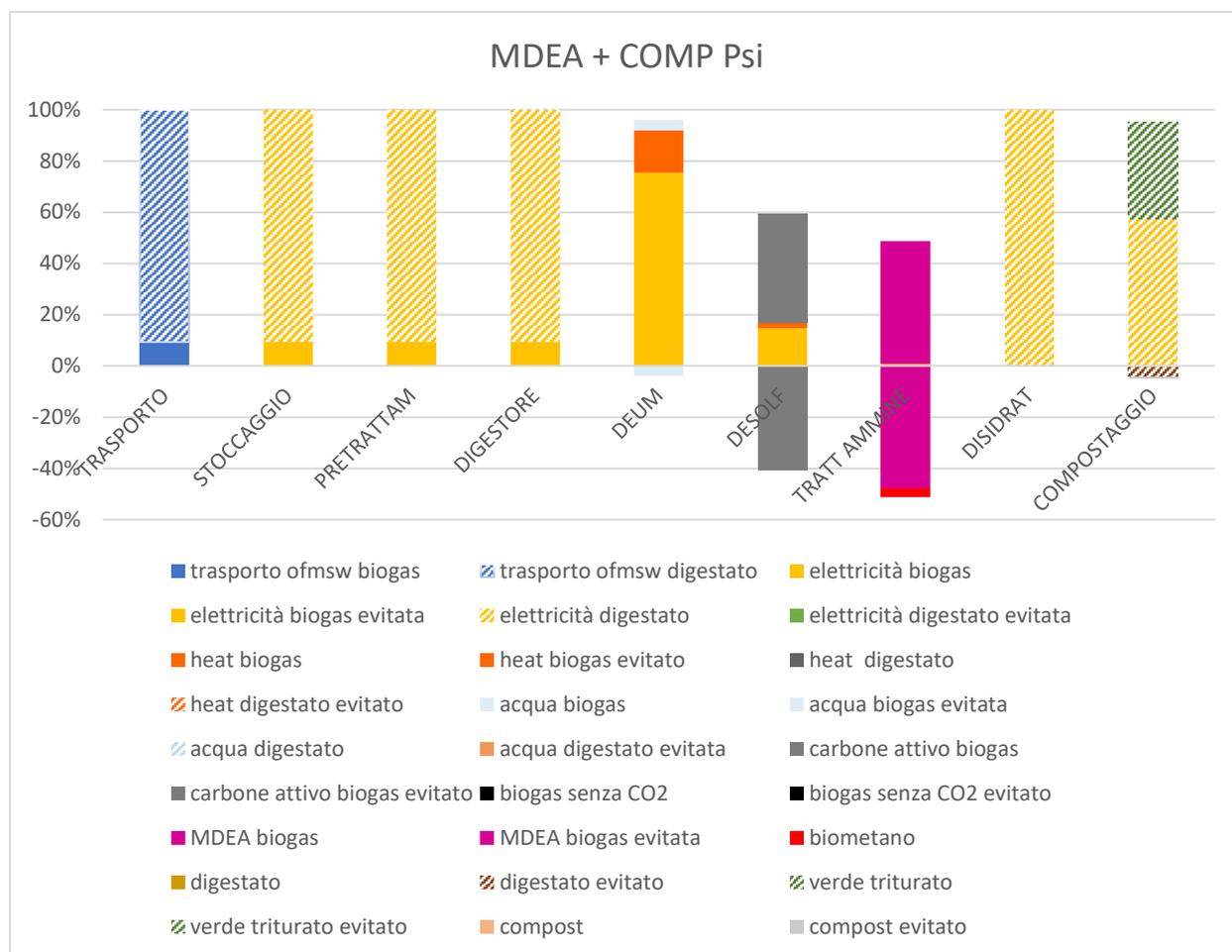


Figura 4.2 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA+ COMP psicofilo.

Dal grafico (4.2) si nota come, per gli step precedenti al digestore, le emissioni di CO_2eq allocate al digestato siano circa 10 volte maggiori rispetto a quelle allocate al biogas, questo è conseguenza del fatto che gran parte del prodotto della digestione è digestato e solo una frazione più piccola è costituita dal biogas. Questa caratteristica, essendo una proprietà intrinseca della digestione anaerobica, si ripresenterà per ogni scenario e regime termico in cui è condotta la digestione. Un'altra proprietà che resterà costante in tutti gli scenari riguarda l'uguaglianza tra gli impatti positivi ed evitati relativi all'acqua nello step di deumidificazione, riflesso del fatto che l'acqua di condensazione viene completamente ricircolata. Inoltre, per questo step il peso d'impatto maggiore è legato all'energia elettrica necessaria per la compressione nel ciclo frigorifero, con un peso percentuale quasi dell'80% rispetto agli altri impatti. È già stato osservato come l'impatto positivo maggiore riferito al biogas sia costituito dalla desolfurazione e l'energia elettrica necessaria al forno rigenerativo ha il peso più rilevante, di circa il 70%, sull'impatto netto di tale step. Inoltre, dal grafico si evince che gran parte del carbone attivo è rigenerato, in quanto l'impatto positivo e quello evitato riferiti al carbone attivo quasi si eguagliano, tuttavia, la rigenerazione non è efficiente al 100% e vi è un make-up non trascurabile. Anche per lo step di assorbimento della CO_2 , si evince un ricircolo della soluzione

amminica, in questo caso l'uguaglianza tra impatto positivo ed evitato è quasi perfetta, per via delle perdite davvero molto piccole di ammina durante la rigenerazione. Per tale step, il calore fornito allo stripping rappresenta l'87% dell'impatto netto positivo. Invece per quanto riguarda gli impatti della linea di trattamento del digestato, lo step più impattante è il compostaggio, dal grafico si evince come la fetta più grossa sia legata al fabbisogno di energia elettrica, con una percentuale vicina al 60% rispetto al totale degli altri impatti. Tuttavia, una fetta non trascurabile, circa il 20%, è costituita dall'impatto dovuto all'approvvigionamento del verde tritato. Si può anche notare come l'impatto evitato legato al compost non sia molto rilevante in termini percentuali rispetto agli altri due contributi, questo è un motivo valido per cui l'intero scenario risulta non sostenibile per questa categoria.

Per il regime mesofilo si ottengono i seguenti impatti per le varie unità di processo allocati al biogas e al digestato.

Tabelle 4.29a e 4.29b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario MDEA + COMP mesofilo, allocati al biogas per la tabella 4.29a (sx) e al digestato per la tabella 4.29b (dx)

Unità	kgCO2eq
Trasporto	0,40
Stoccaggio	3,92
Pretrattamenti	127,07
Digestione	46,72
Deumidificazione	38,60
Desolfurazione	758,10
Tratt ammine	-7718
Imp tot	-6743,19

Unità	kgCO2eq
Trasporto	3,11
Stoccaggio	30,75
Pretrattamenti	997,17
Digestione	366,99
Disidratazione	38,5
Compostaggio	10741,7
Imp tot	12178,23

Si può osservare come gli impatti positivi legati al biogas per i singoli step, ad eccezione del digestore, subiscano un incremento rispetto al caso di digestione psicrofila, in quanto la portata di biogas prodotta cresce. Per quanto riguarda il digestore, si ha una riduzione dell'impatto quasi del 50 % dovuta ad una diminuzione nel fabbisogno elettrico, per via riduzione del numero di digestori e quindi di miscelatori a cui fornire elettricità. È molto importante evidenziare l'incremento nel valore assoluto dell'impatto evitato allo step di trattamento con l'ammina, infatti, questo incremento è dovuto alla maggiore portata di biometano prodotta operando in mesofilia. La conseguenza è l'incremento dell'impatto evitato complessivo per il biogas. Per quanto riguarda gli impatti relativi al digestato, si riducono leggermente passando dal regime psicrofilo a mesofilo, in quanto si riduce leggermente la portata di digestato prodotto, nonostante ciò, l'impatto positivo complessivo legato al digestato ha il sopravvento sull'impatto evitato riferito al biogas. Il problema che mina la sostenibilità ambientale di questo scenario risiede sempre nel processo di compostaggio, il quale pesa circa l'88% sull'impatto totale allocato al digestato.

Il grafico (4.3) mostra il peso percentuale delle varie utilities e materie prime sull'impatto di ogni singola unità del processo.

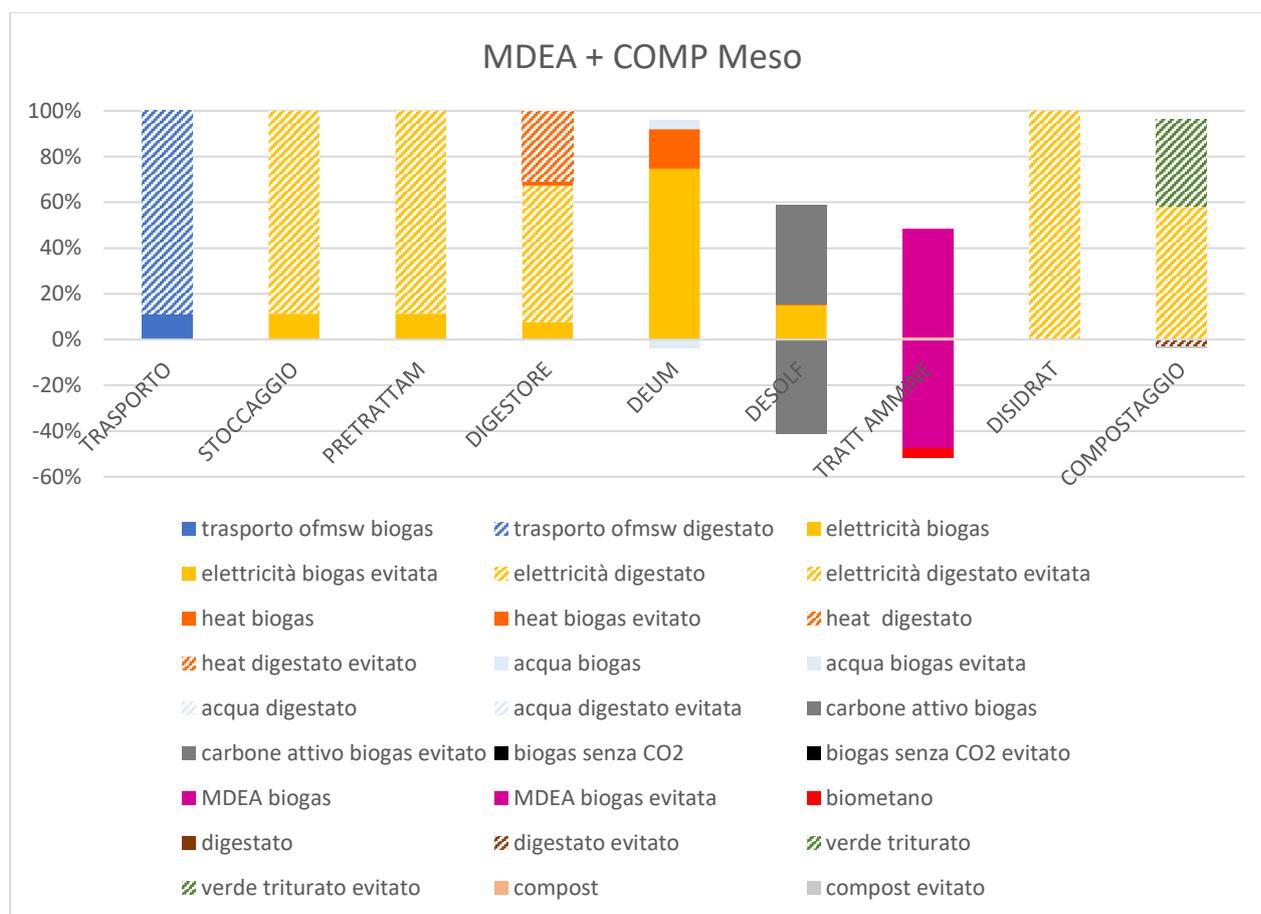


Figura 4.3 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA+ COMP mesofilo.

Anche in questo caso l'impatto maggiore legato al biogas riguarda la sua desolforazione è la percentuale maggiore sull'impatto netto di questo step è attribuibile alla richiesta di energia elettrica per il forno rigenerativo, con una percentuale dell'84%. Il carbone attivo ha un impatto positivo molto grande ma compensato per buona parte dall'impatto evitato dovuto alla sua rigenerazione. Una differenza dal caso psicrofilo è la comparsa di un contributo d'impatto riferito all'energia termica necessaria per riscaldare il digestore, infatti, in mesofilia si opera la digestione a 35°C anziché a temperatura ambiente, come avviene invece in regime psicrofilo. Tale contributo è pari circa alla metà di quello relativo all'energia elettrica. Per quanto riguarda la situazione percentuale dello step di rimozione della CO₂, questa è molto simile a quella analizzata nel caso psicrofilo. Per lo step più impattante sul digestato, ossia il compostaggio, si ha la stessa distribuzione percentuale degli impatti che si ha in psicrofilia e già commentata per il grafico (4.2).

Per il regime termofilo si ottengono i seguenti impatti per le varie unità di processo.

Tabelle 4.30a e 4.30b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario MDEA + COMP termofilo, allocati al biogas per la tabella 4.30a (sx) e al digestato per la tabella 4.30b (dx)

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,49
Stoccaggio	4,86
Pretrattamenti	157,46
Digestione	57,63
Deumidificazione	55,27
Desolfurazione	1138,20
Tratt ammine	-10930
Imp tot	-9516,09

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	3,08
Stoccaggio	30,38
Pretrattamenti	985,02
Digestione	360,99
Disidratazione	38
Compostaggio	10637,5
Imp tot	12054,96

Confrontando il risultato degli impatti sul biogas con i corrispettivi del regime mesofilo, si nota un incremento di un fattore 1,4 nell'impatto evitato dell'unità di assorbimento con ammina, per via dell'incremento nella produzione di biometano. La conseguenza è un maggiore impatto evitato complessivo allocato sul biogas. In regime termofilo, si produce meno digestato che in mesofilia, la conseguenza risiede in una leggera diminuzione degli impatti allocati al digestato stesso. È da osservare come anche in questo caso l'impatto più rilevante sia costituito dal processo di compostaggio, con un peso percentuale dell'88% rispetto al totale allocato sul digestato. Infatti, il compostaggio costituisce il vero collo di bottiglia da superare per la sostenibilità ambientale di questo scenario.

Il grafico (4.4) mostra il peso percentuale delle varie utilities e materie prime sull'impatto di ogni singola unità del processo.

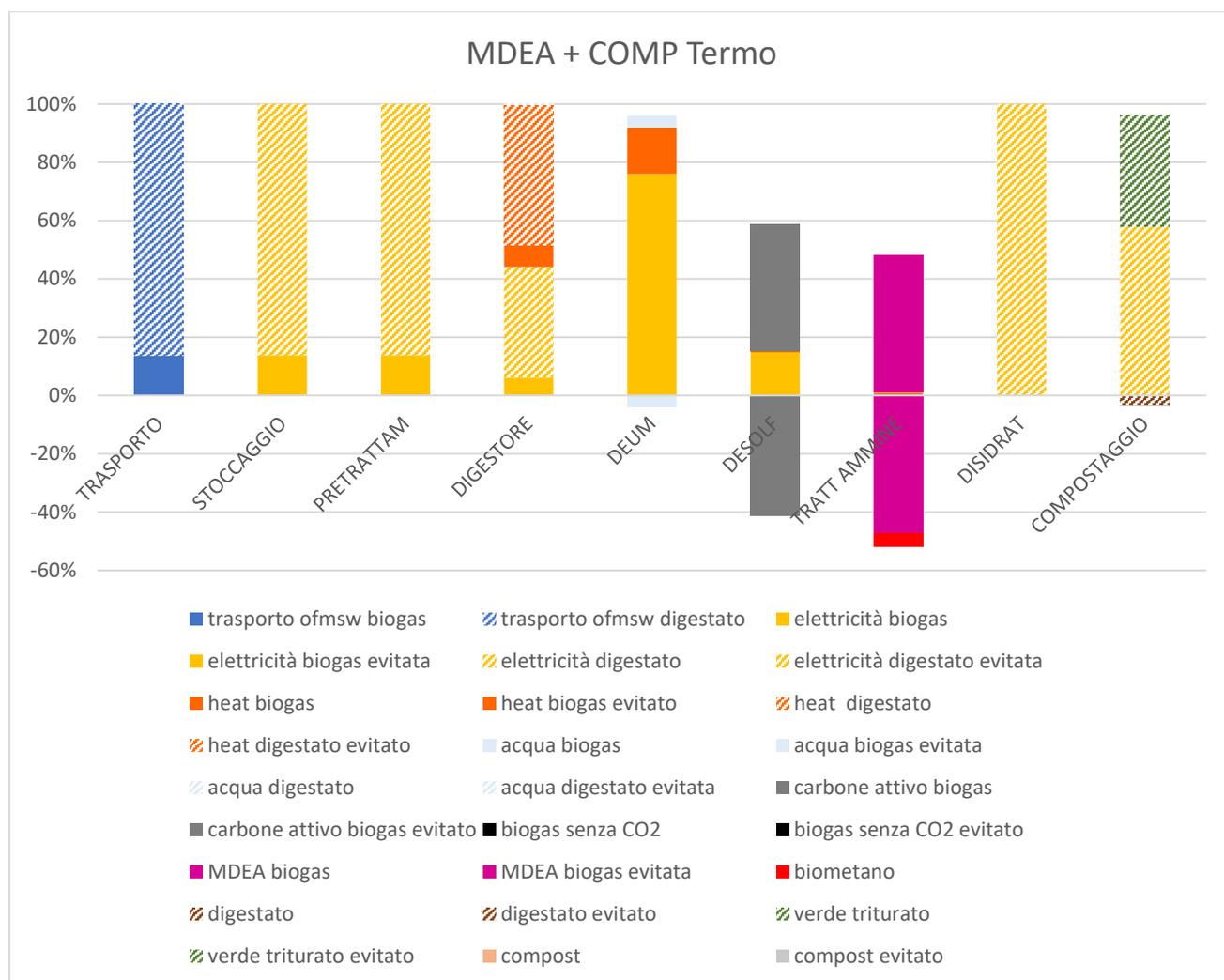


Figura 4.4 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA+ COMP termofilo.

La più grande differenza rispetto al caso mesofilo risiede nell'incremento della percentuale d'impatto riferita all'energia termica sul digestore, infatti, in questo caso, il contributo dovuto all'energia termica supera quello dovuto all'elettrica. Il motivo risiede nell'incremento della temperatura di digestione, non più di 35°C bensì di 55°C, con l'esigenza di un riscaldamento maggiore. L'elevato impatto della desolforazione è ancora dovuto in primis al fabbisogno di energia elettrica per il forno rigenerativo, il quale pesa per circa l'84% sull'impatto netto di questo step. Inoltre, valgono le stesse considerazioni espresse nei casi mesofilo e termofilo per gli impatti positivi ed evitati relativi al carbone attivo. Inoltre, lo step del compostaggio presenta percentuali d'impatto simili a quelle già descritte per i regimi mesofilo e psicrofilo.

Si analizza lo scenario “PSA+COMP”.

La tabella (4.32) mostra gli impatti totali legati all’upgrading del biogas e alla produzione di compost dal digestato.

Tabella 4.31 Impatti sulla categoria “climate change” per lo scenario MDEA + COMP

<i>kg CO₂ eq</i>	UPGRADING	PROD.COMPOST	TOT
PSI	161,74	12604,66	12766,40
MESO	-2149,79	12178,23	10028,44
TERMO	-4767,89	12054,96	7287,06

Si nota come l’impatto evitato riferito alla produzione di biometano aumenti incrementando la temperatura della digestione, per via dell’aumento nella produzione di biocarburante. Invece gli impatti positivi legati alla produzione di compost diminuiscono leggermente, in quanto si ha una leggera diminuzione del digestato prodotto e trattato. L’aspetto importante da sottolineare è che per tutti e tre i regimi termici l’impatto positivo legato alla produzione di compost domina sull’impatto evitato legato all’upgrading del biogas. Quindi, tale scenario non è ambientalmente sostenibile per questa categoria, indipendentemente dal regime termico con cui si conduce la digestione.

Per il regime psicrofilo si ottengono i seguenti impatti per le varie unità di processo.

Tabella 4.32a e 4.32b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario PSA + COMP psicrofilo, allocati al biogas per la tabella 4.32a (sx) e al digestato per la tabella 4.32b (dx).

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,32
Stoccaggio	3,21
Pretrattamenti	104,01
Digestione	84,02
Deumidificazione	30,27
Desolforazione	221,30
PSA	-281,40
Imp tot	161,74

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	3,14
Stoccaggio	31,04
Pretrattamenti	1006,39
Digestione	812,19
Disidratazione	38,8
Compostaggio	10713,10
Imp tot	12604,66

Lo step più impattante relativamente sul biogas è la desolforazione che presenta un impatto più che doppio rispetto al secondo step più impattante, come descritto per la tabella (4.29a). La differenza evidente è il valore assoluto dell’impatto evitato all’unità di rimozione della CO₂ inferiore rispetto al caso di assorbimento con ammina. La riduzione supera leggermente un ordine di grandezza. Infatti, nell’assorbimento con ammine, vi son perdite di soluzione assorbente molto basse ed una rigenerazione praticamente perfetta, quindi gli impatti relativi al make-up sono molto bassi. Inoltre, la tecnologia PSA comporta maggiori perdite di metano e di conseguenza una minore produzione di biocarburante, fattori che portano rispettivamente a maggiori emissioni di CO₂ equivalente e a minori impatti evitati legati al biometano. Invece, gli impatti legati al digestato sono del tutto sovrapponibili a quelli descritti nello scenario “MDEA+COMP” con digestione psicrofila e si confermano le considerazioni già esposte. In

conclusione, la bassa produzione di biometano unita al grosso impatto dato dallo step di compostaggio, determinano la scarsa sostenibilità ambientale di questo scenario.

Il grafico (4.5) mostra il peso percentuale delle varie utilities e materie prime sull'impatto di ogni singola unità del processo.

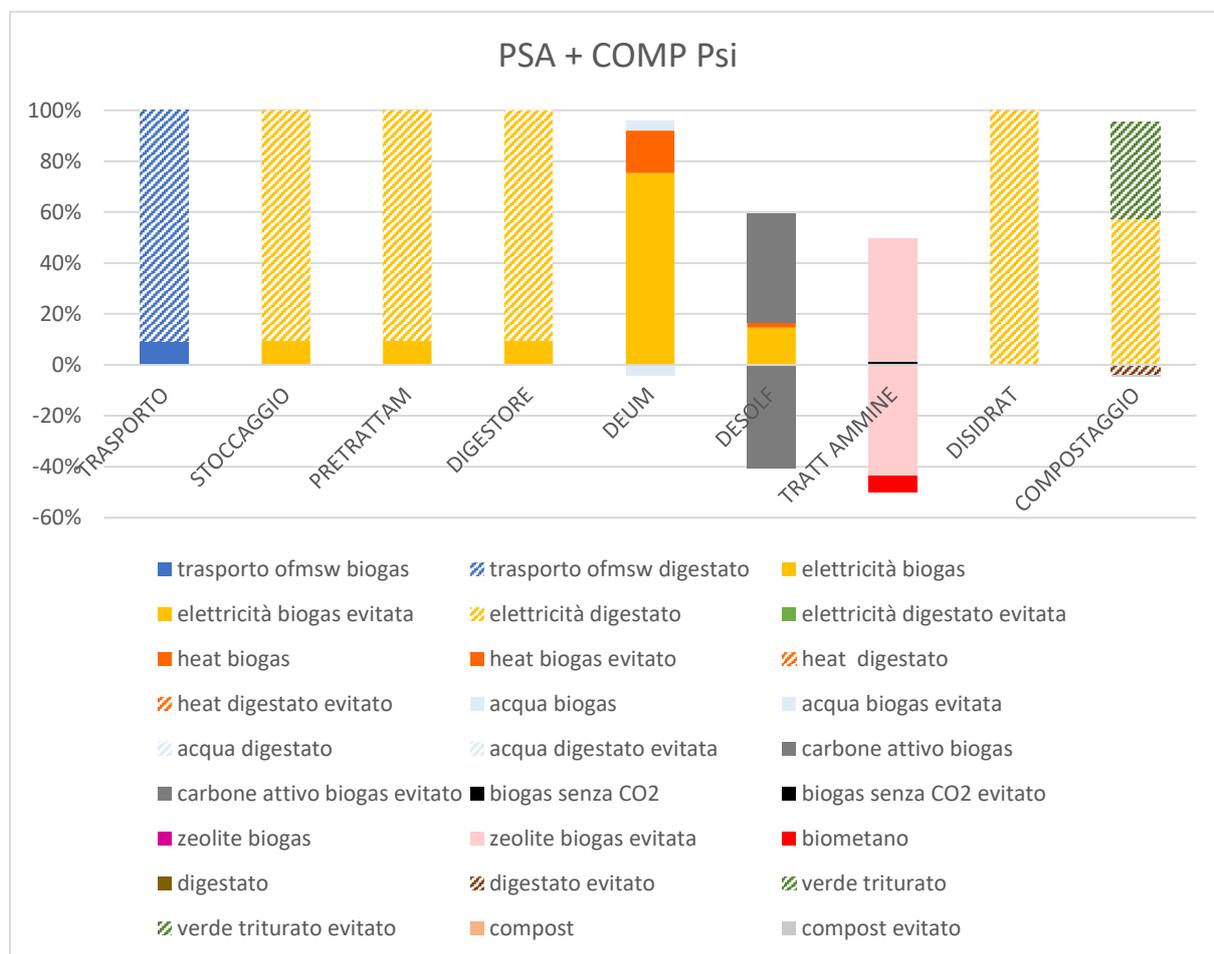


Figura 4.5 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA + COMP psicofilo.

Si può notare come, analogamente agli altri scenari, la fetta d'impatto più importante per lo step di desolforazione sia costituita dall'energia elettrica per il forno elettrico rigenerativo, il peso percentuale rispetto all'impatto netto positivo è di circa il 70%. In questo caso, degno di nota è lo step PSA, infatti, anche in questo caso vi è quasi un'uguaglianza tra l'impatto positivo e quello evitato relativi alla zeolite, riflesso del fatto che il 90% dell'adsorbente è rigenerato, ciò nonostante, il make-up non è trascurabile e nemmeno il suo impatto sulla categoria in questione. Inoltre, per quanto riguarda l'unità PSA, è presente una fetta nera rilevante che rappresenta l'impatto dovuto alle emissioni di metano. Questo contributo riferito alle emissioni, nel caso della rimozione con ammina era rilevante solo nel caso termofilo, testimonianza del fatto che in quel caso le perdite di metano erano inferiori. Infatti, l'incremento dell'impatto delle emissioni è di circa un fattore 4 rispetto allo scenario MDEA+ COMP psicofilo. Le percentuali d'impatto relative alla linea di trattamento dei digestati, sono sovrapponibili a quella del grafico (4.2) riferito allo scenario "MDEA+COMP" con digestione psicofila.

Per il regime mesofilo si ottengono i seguenti impatti per le varie unità di processo.

Tabella 4.33a e 4.33b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario PSA + COMP mesofilo, allocati al biogas per la tabella 4.33a (sx) e al biogas per la tabella 4.33b (dx)

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,40
Stoccaggio	3,92
Pretrattamenti	127,07
Digestione	46,72
Deumidificazione	38,60
Desolforazione	758,1
PSA	-3124,60
Imp tot	+2149,79

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	3,11
Stoccaggio	30,75
Pretrattamenti	997,17
Digestione	366,99
Disidratazione	38,5
Compostaggio	10741,70
Imp tot	12178,23

È evidente come passando dal regime psicrofilo al mesofilo aumentino gli impatti allocati al biogas, ad eccezione del digestore. Questo incremento è dovuto alla maggiore portata di biogas prodotta con la digestione. Invece, al digestore, si ha una diminuzione dell'impatto rispetto al caso psicrofilo di circa il 50%, ciò è dovuto alla diminuzione del numero di digestori utilizzati e quindi di miscelatori utilizzati, in questo modo, l'energia elettrica necessaria per la miscelazione accompagnata dal suo impatto si riduce. Inoltre, si assiste ad un incremento del biometano prodotto e di conseguenza ad un impatto evitato maggiore nello step di trattamento con la soluzione amminica, passando da un impatto evitato di 281,40 *kg CO₂ eq* a 3124,60 *kg CO₂ eq*. Nonostante ciò, e nonostante gli impatti relativi al digestato si riducano, tale scenario presenta un impatto positivo totale per la categoria "climate change", a motivo del grosso impatto che scaturisce dallo step di compostaggio.

Il grafico (4.6) mostra il peso percentuale delle varie utilities e materie prime sull’impatto di ogni singola unità del processo.

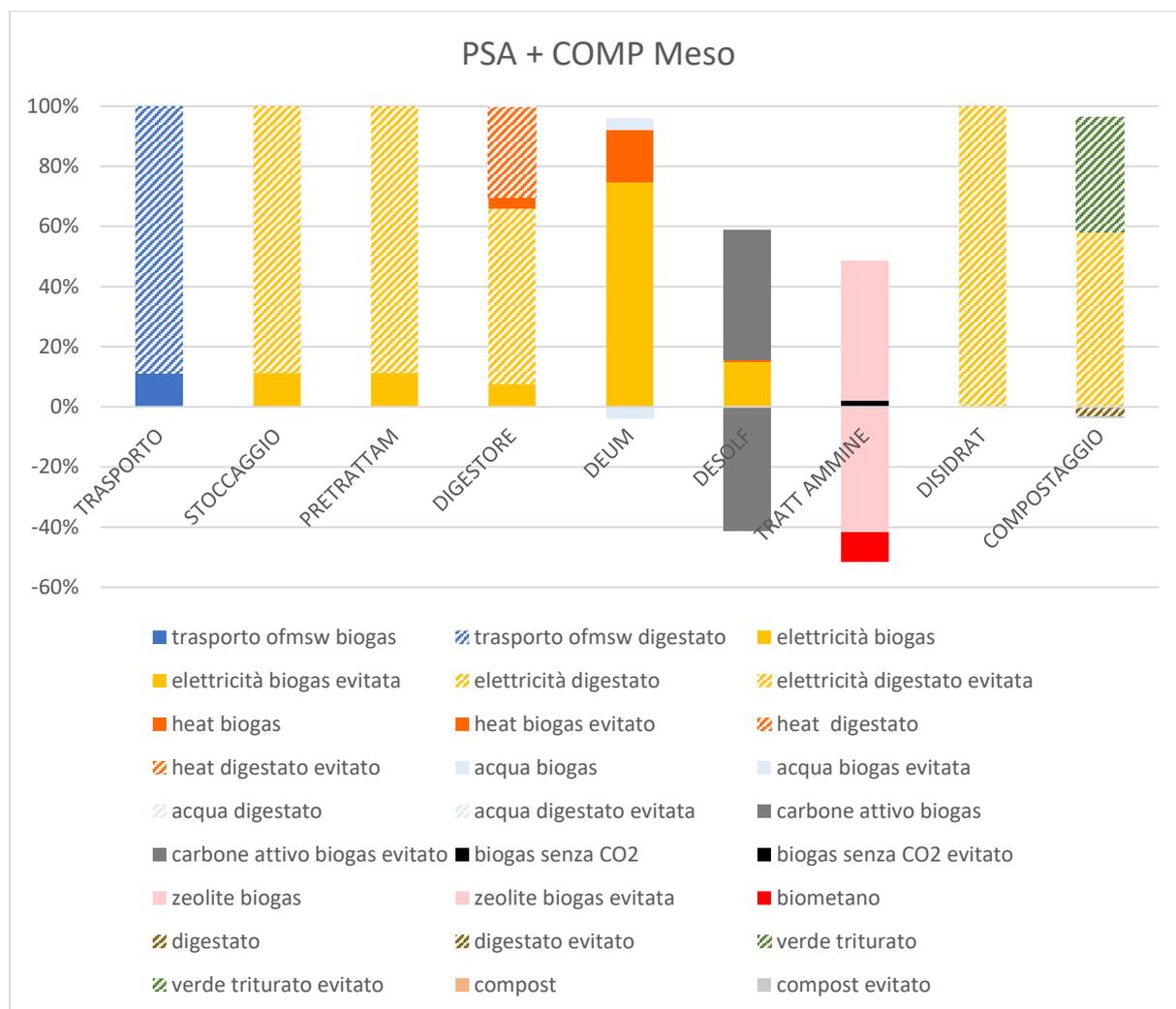


Figura 4.6 Percentuali d’impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA + COMP mesofilo.

Anche in questo caso come si era evidenziato per lo scenario “MDEA+COMP” mesofilo, vi è la comparsa di una percentuale d’impatto relativa all’energia termica per il riscaldamento del digestore, infatti per una digestione mesofila si opera alla temperatura di 35°C. La percentuale d’impatto dell’energia termica è identica a quella descritta per il grafico (4.3). Per quanto riguarda lo step con il maggiore impatto positivo legato al biogas, ovvero la desolfurazione, la fetta maggiore d’impatto è occupata dall’energia elettrica necessaria al funzionamento del forno elettrico di rigenerazione, con un peso percentuale dell’84% rispetto all’impatto totale netto dell’unità. Inoltre, dal grafico si osserva come, per la sezione PSA, vi sia una buona rigenerazione della zeolite, infatti, a quest’ultima è associato un importante impatto evitato che ammonta al 90% rispetto al corrispettivo impatto positivo, ciò nonostante, occorre fornire un certo make-up che si traduce in un impatto positivo non trascurabile. Per questo step un peso

rilevante sull'impatto è riferito alle emissioni di metano maggiori rispetto alla tecnologia di assorbimento con ammina. Infatti, l'impatto dovuto all'emissione di metano aumenta di un fattore 4 rispetto al corrispettivo impatto per l'unità di assorbimento liquido-liquido. Lo step più impattante della linea di trattamento del digestato è il compostaggio, le percentuali d'impatto sono del tutto analoghe a quelle riferite allo scenario "MDEA+COMP" con digestione mesofila.

Per il regime termofilo si ottengono i seguenti impatti per le varie unità di processo.

Tabella 4.34a e 4.34b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario PSA + COMP termofilo, allocati al biogas per la tabella 4.34a (sx) e al digestato per la tabella 4.34b (dx).

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,49
Stoccaggio	4,86
Pretrattamenti	157,46
Digestione	57,63
Deumidificazione	55,27
Desolforazione	1138,20
PSA	-6181,80
Imp tot	-4767,89

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	3,08
Stoccaggio	30,38
Pretrattamenti	985,02
Digestione	360,99
Disidratazione	38
Compostaggio	10637,50
Imp tot	12054,96

Dalla tabella relativa all'impatto sul biogas, si nota come tutti gli step aumentino il loro impatto positivo rispetto al regime mesofilo, ciò è dovuto all'incremento di produzione del biogas. Inoltre, sullo step PSA vi è un impatto evitato incrementato quasi del doppio rispetto al corrispettivo del caso mesofilo, in quanto aumentando il biometano prodotto, aumenta l'impatto evitato legato ad esso. La conseguenza di quest'ultimo aspetto è l'incremento nell'impatto evitato complessivo sul biogas. La tabella che fa riferimento agli impatti sul digestato è del tutto identica alla (4.30b) riferita allo scenario "MDEA+COMP" con digestione termofila e si estendono anche le osservazioni esposte per quello scenario. In definitiva, è possibile affermare come l'impatto positivo sul digestato prevalga rispetto all'evitato sul biogas e quindi lo scenario ha impatto complessivo positivo, il collo di bottiglia risulta essere ancora una volta lo step di compostaggio.

Il grafico (4.7) mostra il peso percentuale delle varie utilities e materie prime sull’impatto di ogni singola unità del processo.

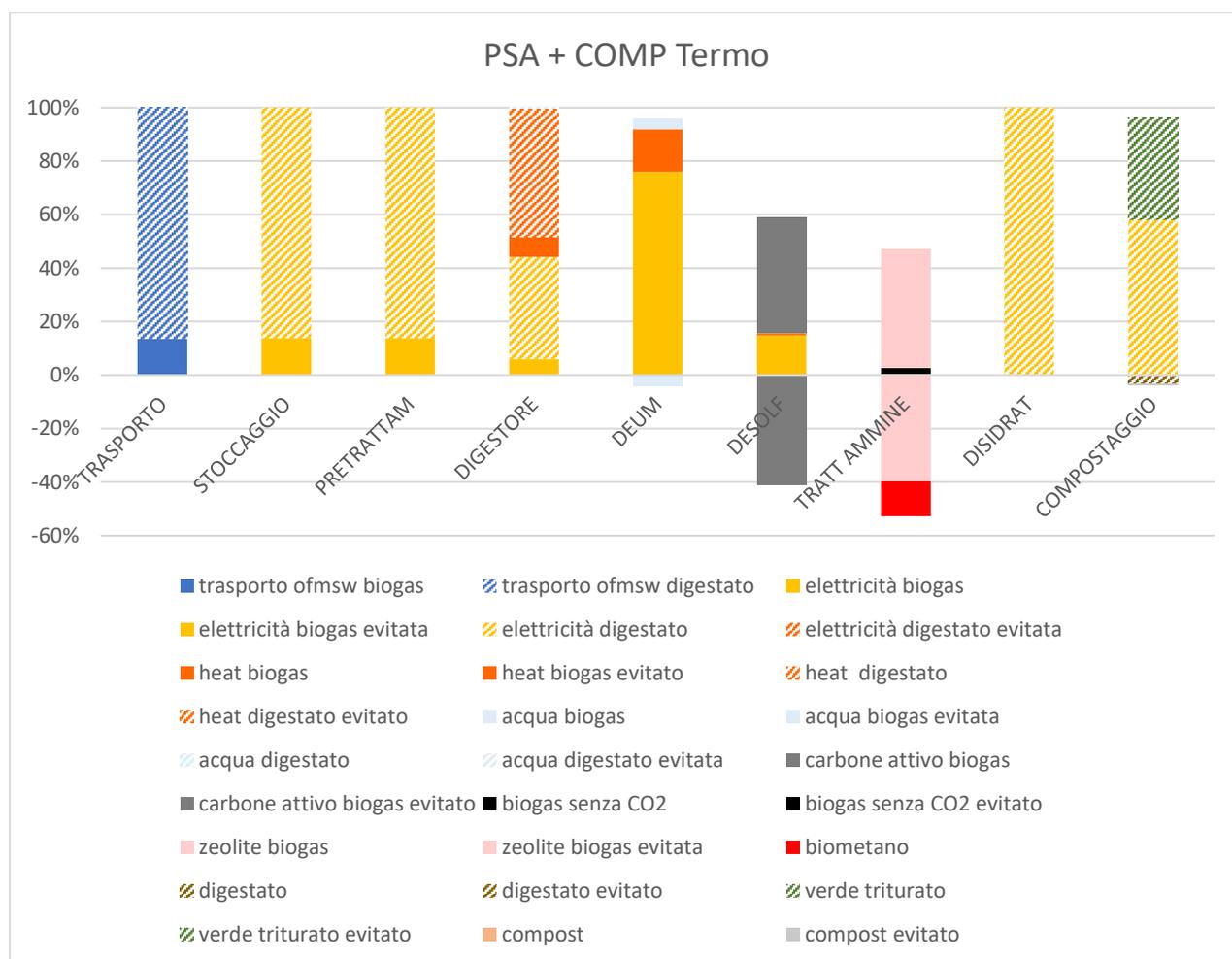


Figura 4.7 Percentuali d’impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA + COMP termofilo.

Si osserva lo stesso incremento percentuale relativo all’impatto del calore di riscaldamento sull’impatto al digestore descritto nel confronto tra i grafici (4.3) e (4.4). Resta sempre la desolfurazione lo step con l’impatto positivo più importante allocato sul biogas e a dominare è sempre il contributo dell’energia elettrica da fornire al forno rigenerativo, con lo stesso peso percentuale sull’impatto netto descritto per il grafico (4.4). Per lo step PSA, si confermano le osservazioni sui pesi percentuali fatte per i casi psicofilo e mesofilo, tuttavia osservando attentamente i grafici si nota come in questo caso, il peso percentuale relativo all’impatto evitato del biometano sia maggiore, passando da una percentuale inferiore al 10% ad una superiore al 10%. Inoltre, il compostaggio resta lo step della linea di trattamento digestati maggiormente impattante e i pesi percentuali sono del tutto analoghi a quelli commentati per il grafico (4.4) facente riferimento allo scenario “MDEA+COMP” con digestione termofila.

Si analizza lo scenario “MDEA+PIRO”

Tabella 4.35 Impatti sulla categoria “climate change” per lo scenario MDEA + PIRO

<i>kg CO₂ eq</i>	UPGRADING	PROD.BIOCHAR	TOT
PSI	$-4,54 \cdot 10^3$	$5,27 \cdot 10^3$	728
MESO	$-6,74 \cdot 10^3$	$4,78 \cdot 10^3$	$-1,96 \cdot 10^3$
TERMO	$-9,47 \cdot 10^3$	$4,72 \cdot 10^3$	$-4,75 \cdot 10^3$

Relativamente alla produzione del biometano risulta un impatto evitato per i tre regimi, mentre l’impatto positivo è legato alla conversione del digestato. Nel caso psicrofilo ha il sopravvento l’impatto dovuto ai digestati a motivo della bassa portata di biometano prodotto, mentre per gli altri due regimi ha la prevalenza l’impatto evitato dovuto all’upgrading del biogas.

Per il caso psicrofilo, i contributi delle varie unità di processo sull’impatto totale, allocati al biogas e al digestato

Tabella 4.36a e 4.36b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario MDEA + PIRO psicrofilo, allocati al biogas per la tabella 4.36a (sx) e al digestato per la tabella 4.36b (dx)

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,32
Stoccaggio	3,21
Pretrattamenti	104,01
Digestione	84,02
Deumidificazione	30,27
Desolforazione	221,3
Tratt.ammina	-4990
Imp tot	-4546,86

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	3,14
Stoccaggio	31,04
Pretrattamenti	1006,39
Digestione	812,19
Disidratazione	38,8
Essiccamento	4532
Pirolisi	-1173
Imp tot	5250,57

Per il biogas il maggiore impatto positivo è costituito dall’unità di desolforazione, per via di un impatto positivo doppio rispetto al secondo step più impattante. Inoltre, è interessante notare come per l’unità di trattamento con la soluzione amminica vi sia un impatto evitato, per via del biometano prodotto. Nella seconda tabella, domina l’impatto in termini di *CO₂eq* dell’essiccatore, essendo 4 volte maggiore rispetto a quello riferito al secondo step più impattante sul digestato. Al contrario, vi è un impatto evitato legato all’unità di pirolisi, in quanto questa è accoppiata con un cogeneratore. Tuttavia, tale impatto evitato è più piccolo di circa un fattore 4 rispetto all’impatto positivo dell’essiccatore, di conseguenza vi è un impatto totale positivo allocato al digestato.

Il grafico (4.8) mostra il peso percentuale delle varie utilities e materie prime sull’impatto di ogni singola unità del processo.

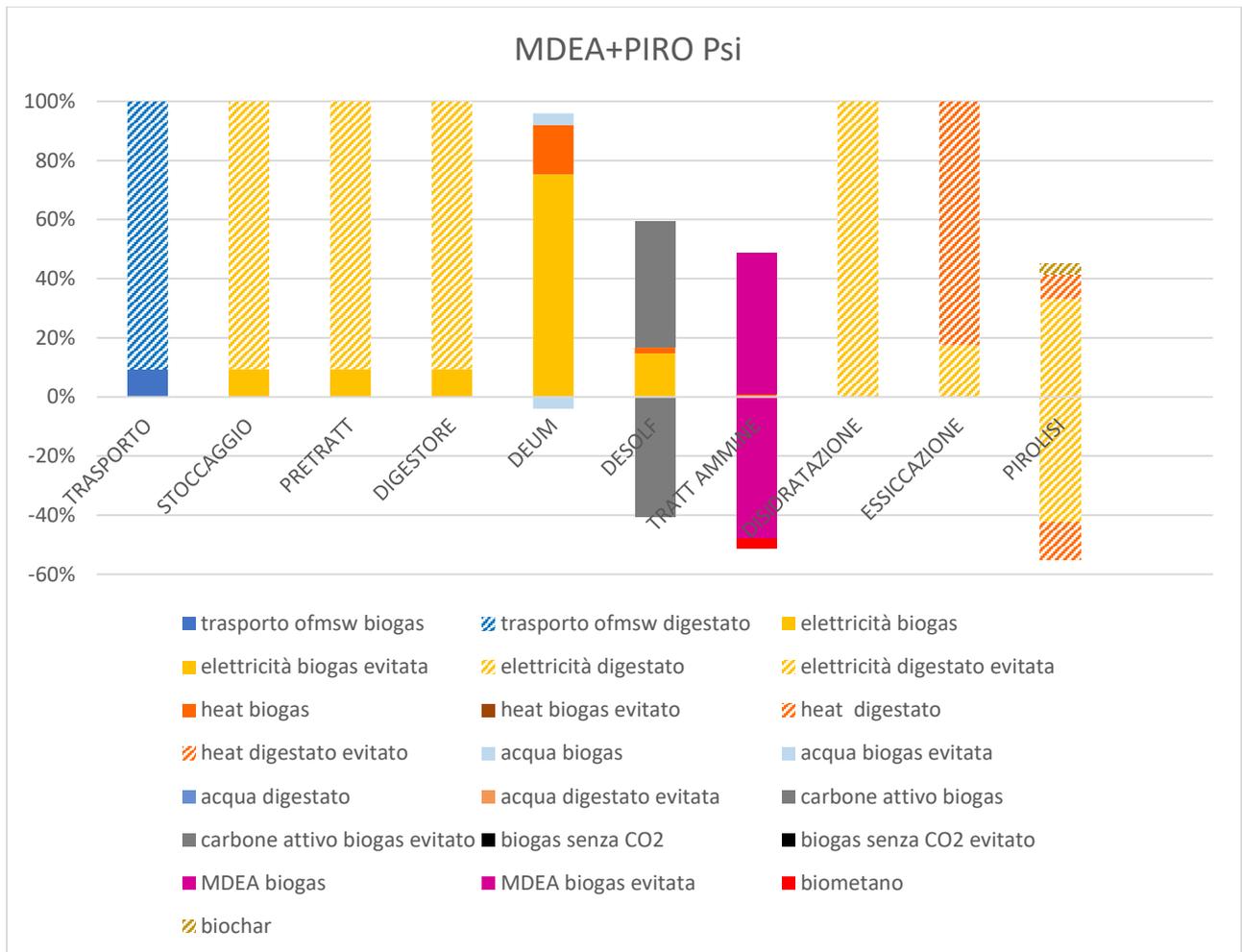


Figura 4.8 Percentuali d’impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA + PIRO psicofilo.

I pesi percentuali d’impatto relativi agli step di upgrading del biogas sono sovrapponibili a quelli descritti per il grafico (4.2). Si ricorda come l’essiccatore sia lo step della linea di valorizzazione dei digestati con il maggiore impatto, la principale causa è il grande fabbisogno termico relativo a questo step. Infatti, più dell’80% del peso dell’impatto è legato all’energia termica. Inoltre, si osserva come, per lo step combinato di pirolisi e cogeneratore, vi siano impatti evitati di energia termica ed elettrica che superano leggermente gli impatti positivi legati a queste due utilities, in particolare dal grafico è visibile come l’impatto evitato legato all’utilities elettrica superi un peso percentuale del 20%, mentre l’impatto positivo dovuto al consumo è sotto questa percentuale. Questo risultato è riflesso di una produzione netta di energia elettrica e termica maggiore dei rispettivi fabbisogni al pirolizzatore.

Per il regime mesofilo si ottengono i seguenti impatti per ogni singola unità di processo, allocati a biogas e digestato.

Tabella 4.37a e 4.37b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario MDEA + PIRO mesofilo, allocati al biogas per la tabella 4.37a (sx) e al digestato per la tabella 4.37b (dx)

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,40
Stoccaggio	3,92
Pretrattamenti	127,07
Digestione	46,72
Deumidificazione	38,6
Desolforazione	758,1
Tratt.ammina	-7718
Imp tot	-6743,19

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	3,11
Stoccaggio	30,75
Pretrattamenti	997,17
Digestione	366,99
Disidratazione	38,5
Essiccamento	4485
Pirolisi	-1147
Imp tot	4774,53

Anche in questo caso, per il biogas, l'unità più impattante è la desolforazione, la quale presenta un impatto positivo di circa 7 volte superiore a quello del secondo step più impattante. Inoltre, vi è un ingente impatto evitato dovuto alla produzione di biometano. La portata di biocarburante prodotta è maggiore rispetto al caso psicofilo ed è possibile notare questa differenza confrontando la sezione di rimozione della CO₂ della tabella (4.36a). Un altro aspetto degno di nota è l'impatto del digestore quasi dimezzato rispetto al caso psicofilo, conseguenza del minor numero di digestori e quindi del minor fabbisogno di energia elettrica per la miscelazione. Da queste considerazioni, scaturisce il maggiore impatto evitato totale relativo al biogas mesofilo. Per quanto riguarda il digestato, come in psicofilia, l'unità più impattante è l'essiccatore con un impatto più di 4 volte maggiore rispetto all'impatto dello step di pretrattamenti. Inoltre, questo step, costituisce il 93,9% dell'impatto totale allocato al digestato. L'impatto evitato per lo step pirolisi + CHP è confrontabile a quello ottenuto nel caso psicofilo.

Il risultato finale è un impatto evitato relativo al biogas che ha il sopravvento sull'impatto dovuto al digestato, la principale causa risiede nella maggiore produzione di biometano aumentando la temperatura della digestione.

Il grafico (4.9) descrive quanto pesano le materie prime e le utilities sull'impatto di ogni singola unità.

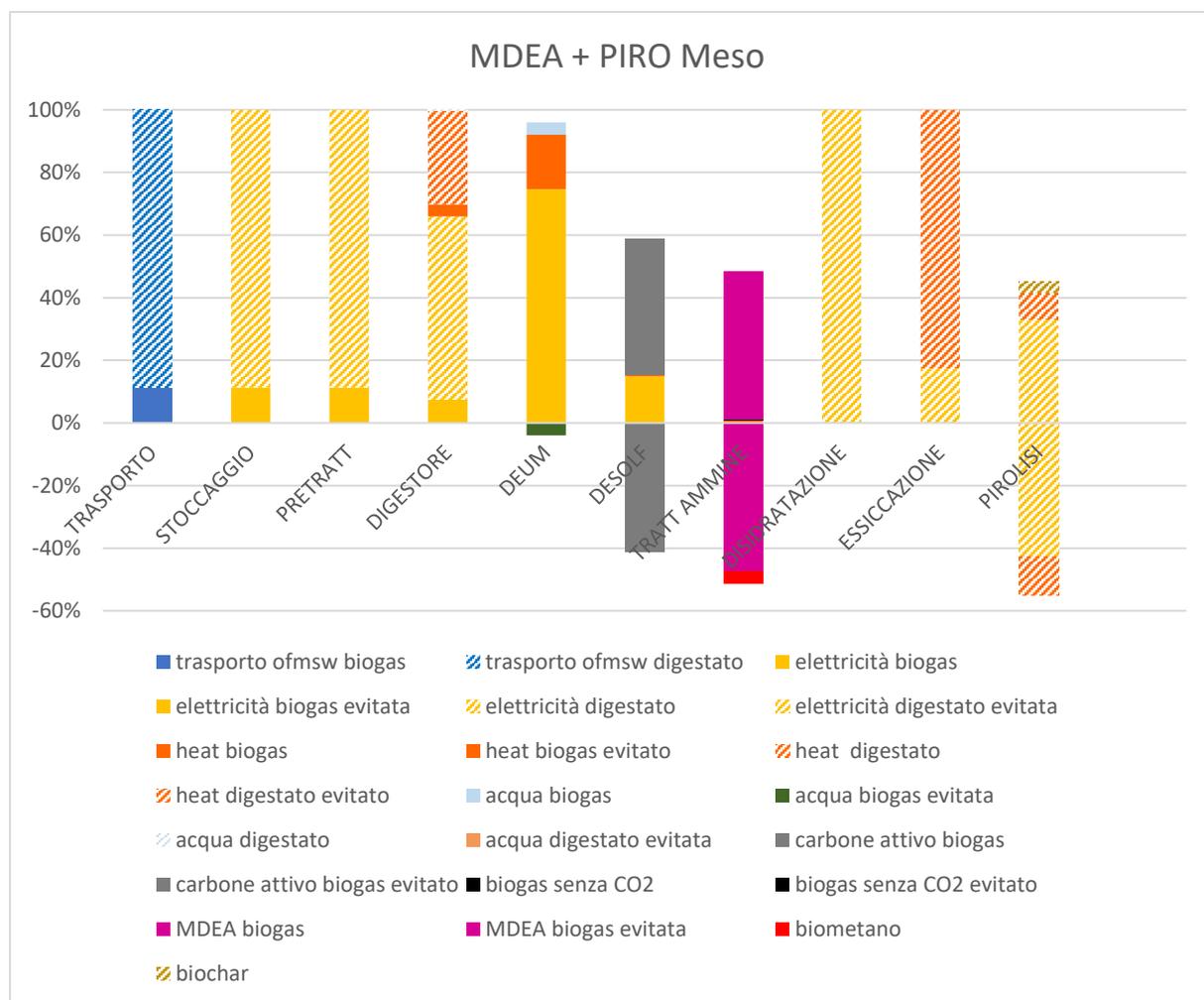


Figura 4.9 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA + PIRO mesofilo.

La differenza osservabile rispetto al caso psicrofilo è la comparsa di una percentuale d'impatto dovuta al calore al digestore, infatti, per tutti gli step relativi all'upgrading si estendono le considerazioni effettuate per il grafico (4.3) dello scenario MDEA + COMP mesofilo. Per gli altri step, i pesi percentuali sono analoghi a quelli descritti in psicrofilia e di conseguenza si estendono anche le osservazioni espone. È opportuno sottolineare che l'80% dell'impatto all'essiccatore è costituito dall'impatto legato al fabbisogno di energia termica.

Si riportano i risultati per il caso termofilo

Tabella 4.38a e 4.38b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario MDEA + PIRO termofilo, allocati al biogas per la tabella 4.38a (sx) e al digestato per la tabella 4.38b (dx).

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,49
Stoccaggio	4,86
Pretrattamenti	157,46
Digestione	57,63
Deumidificazione	55,27
Desolforazione	1138,20
Tratt.ammina	-10930
Imp tot	-9516,09

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	3,08
Stoccaggio	30,38
Pretrattamenti	985,02
Digestione	360,99
Disidratazione	38
Essiccamento	4435
Pirolisi	-1134
Imp tot	4718,46

Lo step più impattante per il biogas è la desolforazione, infatti, il peso dell'impatto di quest'unità è di un ordine di grandezza superiore rispetto alla seconda unità più impattante, ossia i pretrattamenti. Invece, per i digestati l'essiccazione è lo step maggiormente impattante. Vi è una produzione di biometano superiore rispetto al caso mesofilo, il che porta, a un maggiore impatto evitato, la cui conseguenza è una maggiore prevalenza dell'impatto evitato relativo al biogas sull'impatto positivo allocato al digestato. Infatti, in valore assoluto, l'impatto evitato totale allocato sul biogas è maggiore di quasi 5000kg CO₂eq rispetto all'impatto positivo allocato al digestato, invece, nel caso di digestione mesofila questo scarto è di soli 2000 kg CO₂eq come è osservabile dalle tabelle (4.37a) e (4.37b).

Il grafico (4.10) mostra il peso percentuale di ogni utility o materia prima sull’impatto di ogni unità del processo.

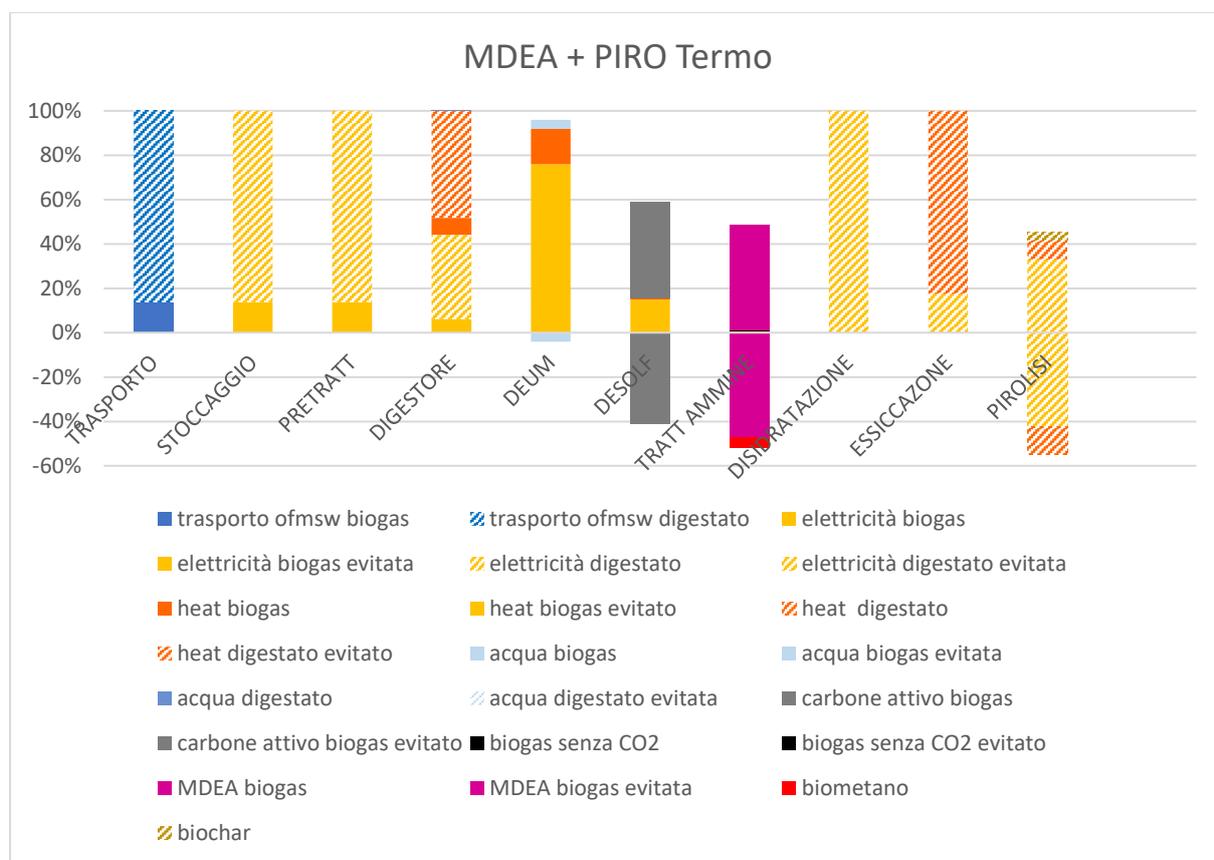


Figura 4.10 Percentuali d’impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA + PIRO termofilo.

Per quanto riguarda gli impatti relativi alla fase di digestione e upgrading le osservazioni sulle percentuali d’impatto sono sovrapponibili a quelle effettuate per il grafico (4.4) e quindi per lo scenario “MDEA+COMP” termofilo. Per gli altri step, le percentuali sono confrontabili con i regimi mesofilo e psicrofilo. È opportuno sottolineare che l’80% dell’impatto all’essiccatore è costituito dall’impatto legato al fabbisogno di energia termica.

A questo punto si può analizzare lo scenario “PSA+PIRO”. La tabella (4.39) mostra un quadro complessivo degli impatti per tale configurazione.

Tabella 4.39 Impatti sulla categoria “climate change” per lo scenario PSA + PIRO

kg CO ₂ eq	UPGRADING	PROD. BIOCHAR	TOT
PSI	161,74	5,26 · 10 ³	5,44 · 10 ³
MESO	-2,14 · 10 ³	4,77 · 10 ³	2,66 · 10 ³
TERMO	-4,77 · 10 ³	4,72 · 10 ³	-49,43

In mesofilia e termofilia l'upgrading del biogas costituisce degli impatti evitati, mentre la conversione del digestato produce degli impatti positivi per tutti i regimi termici. Nel caso mesofilo, prevalgono gli impatti positivi dovuti al trattamento del digestato, al contrario nel caso termofilo prevale, per 49,43 kg CO₂eq, l'impatto evitato dovuto all'upgrading del biogas. Nel caso psicrofilo si ha un impatto positivo sia per il trattamento del biogas che del digestato.

È utile analizzare gli impatti di ciascuna unità costituente l'impianto, allocati a biogas e digestato.

Tabella 4.40a e 4.40b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario PSA + PIRO psicrofilo, allocati al biogas per la tabella 4.40a (sx) e al digestato per la tabella 4.40b (dx).

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,32
Stoccaggio	3,21
Pretrattamenti	104,01
Digestione	84,02
Deumidificazione	30,27
Desolforazione	221,3
PSA	-281,4
Imp tot	161,74

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	3,14
Stoccaggio	31,04
Pretrattamenti	1006,39
Digestione	812,19
Disidratazione	38,8
Essiccamento	4532
Pirolisi	-1161
Imp tot	5262,56

Gli impatti legati al biogas sono del tutto sovrapponibili a quelli degli altri scenari considerati basati sulla tecnologia PSA e la digestione anaerobica psicrofila e si estendono le medesime osservazioni. Tuttavia, si sottolinea relativamente all'unità di rimozione della CO₂, l'impatto evitato più basso di circa un ordine di grandezza rispetto all'impatto evitato legato all'utilizzo di soluzione amminica, ciò è giustificato dalle maggiori perdite di metano e quindi da impatti legati alle emissioni maggiori. Inoltre, vi sono perdite durante la rigenerazione maggiori rispetto alla rigenerazione quasi perfetta delle soluzioni amminiche, il che porta a portate di make-up più elevate e di conseguenza a impatti legati al make-up di zeolite non trascurabili. Gli impatti allocati al digestato sono identici allo scenario "MDEA+PIRO" psicrofilo, con l'essiccazione che risulta lo step più impattante. Complessivamente risultano impatti positivi sia per il biogas che per il digestato.

Con il grafico (4.11) si analizzano i pesi percentuali delle singole utilities e materie prime sull'impatto di ogni unità di processo.

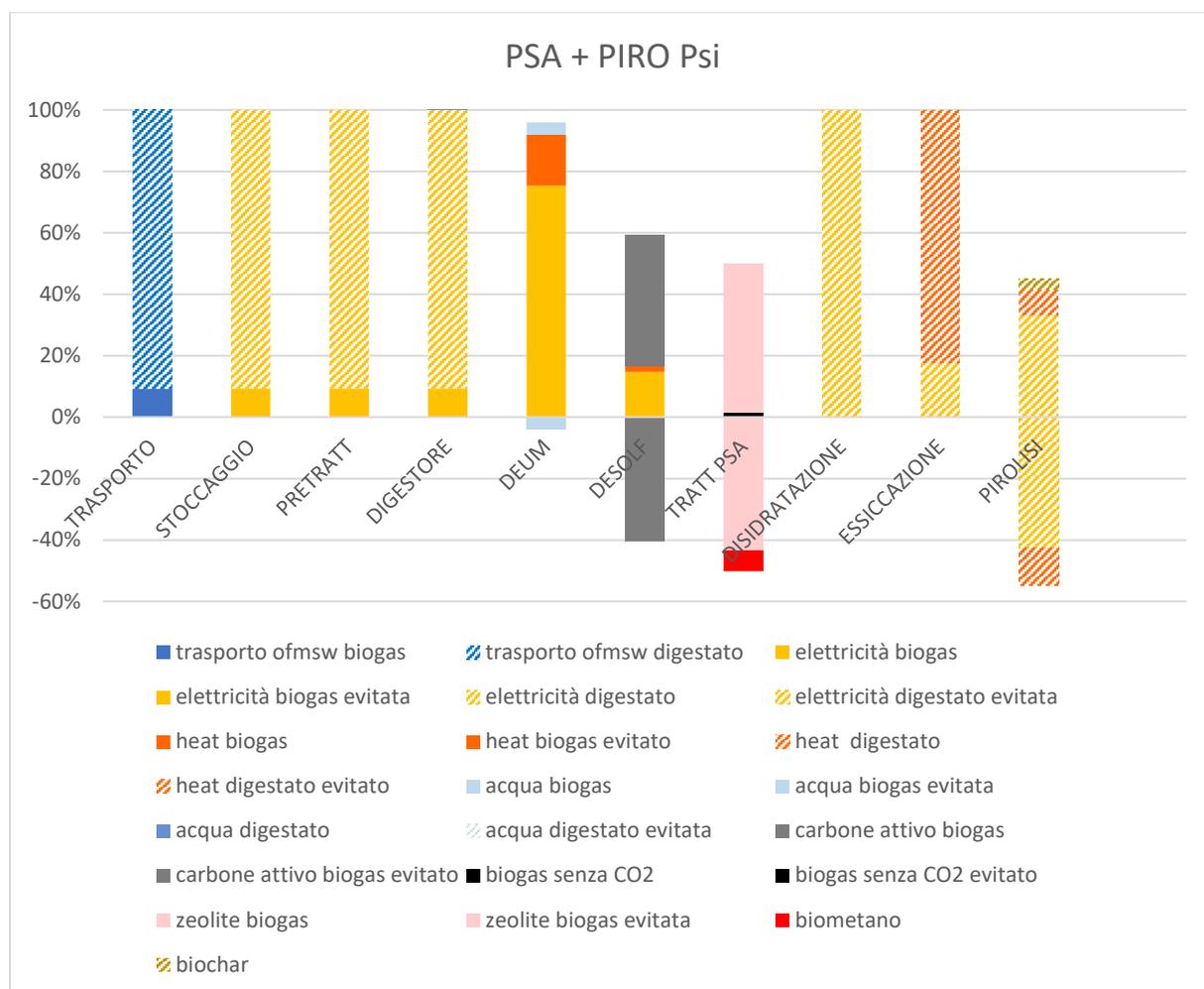


Figura 4.11 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA + PIRO psicofilo.

Si nota ancora una volta come, per il regime psicofilo, non vi sia contributo di energia termica sull'impatto al digestore. Inoltre, per gli step di upgrading si estendono le medesime considerazioni effettuate per lo scenario "PSA + COMP" psicofilo. La parte del grafico relativa alla valorizzazione dei digestati è del tutto sovrapponibile al grafico relativo allo scenario "MDEA+PIRO" con digestione psicofila, con lo step dell'essiccazione che è molto impattante, soprattutto per via del grande fabbisogno di energia termica. È opportuno sottolineare che l'80% dell'impatto all'essiccatore è costituito dall'impatto legato al fabbisogno di energia termica.

Si analizza il caso mesofilo.

Si ottengono i seguenti impatti delle singole unità costituenti il processo sull'impatto complessivo, allocati a biogas e digestato

Tabella 4.41a e 4.41b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario PSA + PIRO mesofilo, allocati al biogas per la tabella 4.41a (sx) e al digestato per la tabella 4.41b (dx).

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,40
Stoccaggio	3,92
Pretrattamenti	127,07
Digestione	46,72
Deumidificazione	38,6
Desolforazione	758,1
PSA	-3124,60
Imp tot	-2149,79

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	3,11
Stoccaggio	30,75
Pretrattamenti	997,17
Digestione	366,99
Disidratazione	38,5
Essiccamento	4485
Pirolisi	-1147
Imp tot	4774,53

Per quanto riguarda gli impatti sul biogas, nulla varia rispetto allo scenario "PSA+COMP" con digestione mesofila, quindi, l'impatto maggiore è nell'unità di desolforazione. Inoltre, si ha un impatto evitato relativo al biogas maggiore rispetto al caso psicrofilo, a motivo della maggiore produzione di biometano, infatti, in valore assoluto l'impatto evitato diventa di 3124,6 kg CO₂ eq a differenza dei 281,40 kg CO₂ eq. evitati nel caso psicrofilo. E' opportuno evidenziare nuovamente il dimezzamento dell'impatto relativo al digestore per via della diminuzione nel numero di reattori e di miscelatori da alimentare con energia elettrica. Gli impatti legati al digestato sono esattamente sovrapponibili a quelli dello scenario "MDEA+PIRO" con digestione mesofila. È importante osservare come complessivamente prevalga l'impatto positivo associato ai digestati rispetto all'impatto evitato relativo al biogas, per via dello step di essiccazione che risulta essere molto impattante, in particolare 4 volte più alto della seconda unità più impattante sul digestato e costituente il 93,9 % dell'impatto totale allocato al digestato.

Il grafico (4.12) riporta il peso percentuale delle singole utilities e materie prime sull’impatto di ciascuna unità.

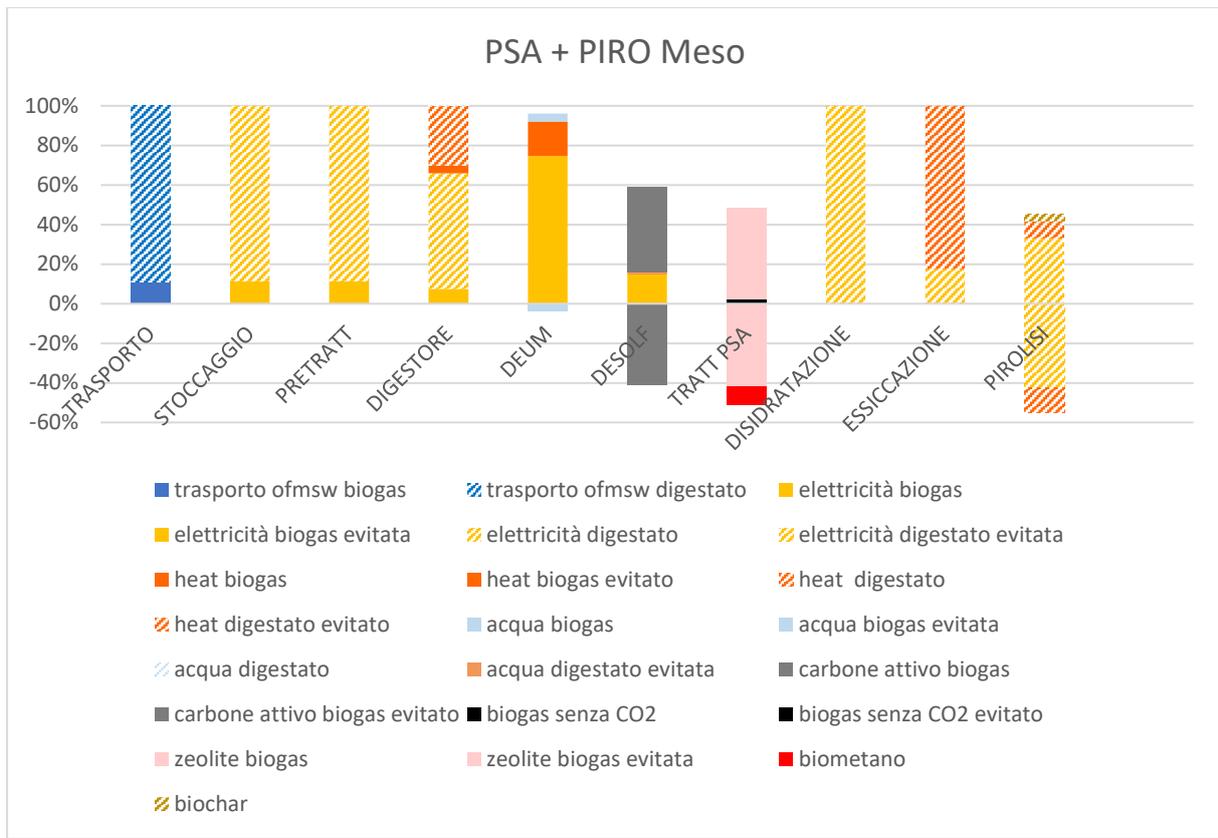


Figura 4.12 Percentuali d’impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA + PIRO mesofilo.

A livello di percentuali d’impatto la situazione è sovrapponibile al caso psicrofilo. Inoltre, relativamente agli step di digestione e upgrading si estendono le stesse osservazioni dei grafici degli altri scenari basati sull’adsorbimento PSA e la digestione mesofila. La zona del grafico relativa al trattamento dei digestati è del tutto sovrapponibile al grafico (4.9) riferito allo scenario “MDEA+PIRO” con digestione mesofila. È opportuno ricordare che il grande impatto relativo all’essiccatore è costituito per circa l’80% dall’impatto dovuto al fabbisogno di energia termica.

Si procede analizzando il caso termofilo. Le tabelle (4.42a e 4.42b) mostrano gli impatti di ogni unità di processo, allocati a biogas e digestato

Tabella 4.42a e 4.42b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario PSA + PIRO termofilo, allocati al biogas per la tabella 4.42a (sx) e al digestato per la tabella 4.42b (dx).

Unità	kgCO2eq
Trasporto	0,49
Stoccaggio	4,86
Pretrattamenti	157,46
Digestione	57,63
Deumidificazione	55,27
Desolforazione	1138,20
PSA	-6181,8
Imp tot	-4767,89

Unità	kgCO2eq
Trasporto	3,08
Stoccaggio	30,38
Pretrattamenti	985,02
Digestione	360,99
Disidratazione	38
Essiccamento	4435
Pirolisi	-1134
Imp tot	4718,46

Gli impatti allocati sul biogas sono sovrapponibili a quelli dello scenario “MDEA+PIRO” con digestione termofila, l’eccezione è il minore impatto evitato all’unità PSA. Inoltre, per via dell’incremento nella produzione di biometano, si può osservare un impatto evitato quasi raddoppiato rispetto allo scenario “PSA+PIRO” con digestione mesofila. Da questo aspetto, a differenza dello scenario mesofilo, scaturisce una prevalenza dell’impatto evitato relativo al biogas rispetto all’impatto positivo relativo al digestato.

Il grafico (4.13) mostra i pesi percentuali delle utilities e materie prime sull' impatto di ogni singola unità.

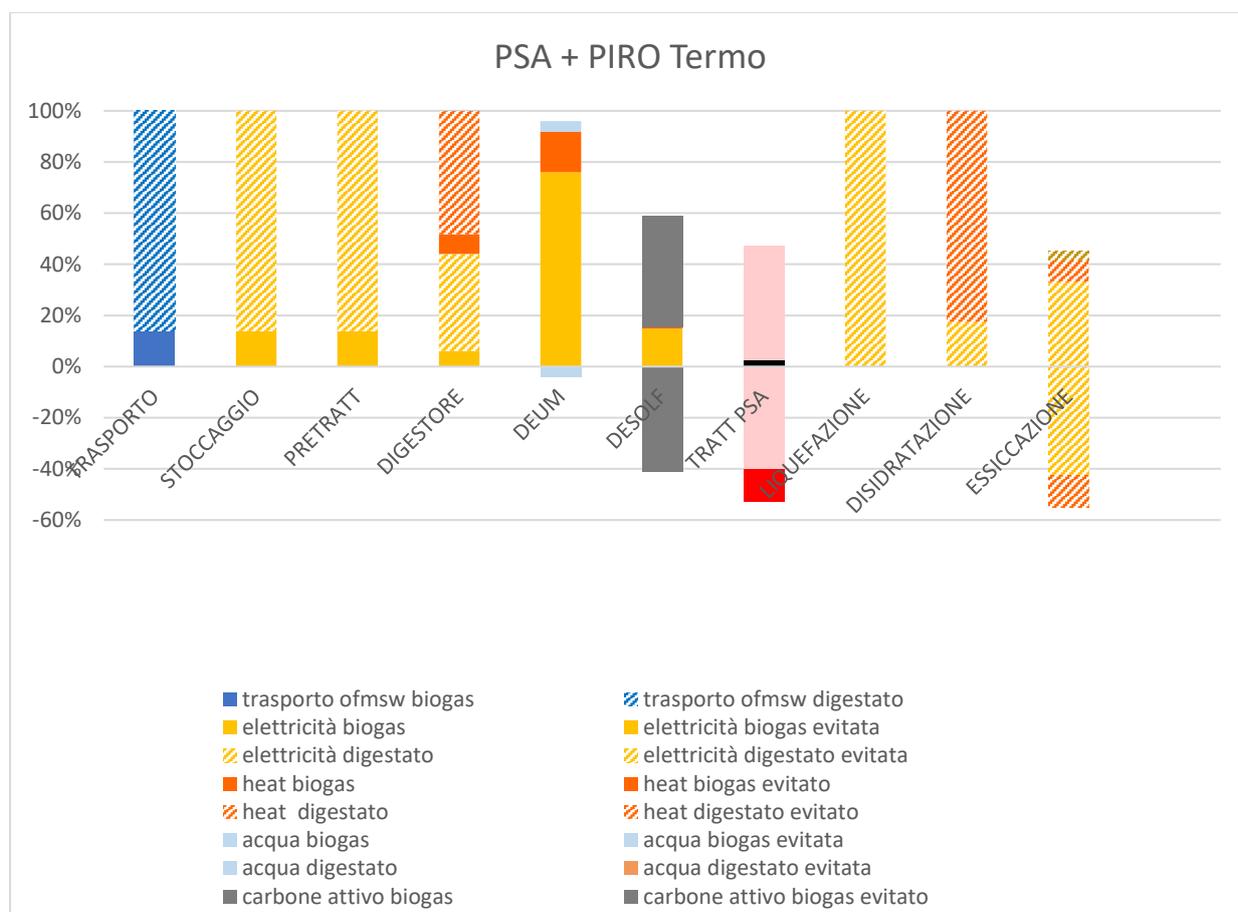


Figura 4.13 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA + PIRO termofilo.

Si nota come il grafico, in termini di pesi percentuali sia sovrapponibile a quello relativo alle condizioni mesofile, con un incremento della percentuale corrispondente all'impatto dell'energia termica al digestore. Le percentuali d'impatto della digestione e dell'upgrading sono esattamente sovrapponibili a quelle degli altri scenari trattati basati su digestione termofila e tecnologia PSA. Tuttavia, è importante sottolineare nuovamente la percentuale d'impatto evitato legata al biometano superiore al 10%, mentre con digestione mesofila tale percentuale resta inferiore al 10%. La parte del grafico relativa al trattamento del digestato è analoga a quella del grafico (4.10) riferito allo scenario "MDEA+PIRO" con digestione termofila. Si evidenzia come, per lo step altamente impattante dell'essiccamento, la percentuale d'impatto legata al fabbisogno di energia termica si attesti circa all'80%.

Si analizza lo scenario “MDEA+STRUVITE”

La tabella (4.43) riporta gli impatti complessivi legati all’upgrading e alla produzione di struvite.

Tabella 4.43 Impatti sulla categoria “climate change” per lo scenario MDEA + STRUVITE

<i>kg CO₂ eq</i>	UPGRADING	PROD.STRUVITE	TOT
PSI	$-4,55 \cdot 10^3$	$1,75 \cdot 10^4$	$1,30 \cdot 10^4$
MESO	$-6,74 \cdot 10^3$	$1,68 \cdot 10^4$	$1,01 \cdot 10^4$
TERMO	$-9,52 \cdot 10^3$	$1,67 \cdot 10^4$	$7,23 \cdot 10^3$

I tre regimi hanno un impatto complessivo positivo, in quanto prevale l’impatto positivo legato alla conversione del digestato sull’impatto evitato relativo all’ upgrading del biogas. Relativamente all’upgrading, innalzando la temperatura della digestione, vi è un aumento in valore assoluto dell’impatto evitato, per via di una maggiore produzione di biometano. Inoltre, aumentando la temperatura della digestione si riduce la portata di digestato prodotto e di conseguenza si riduce l’impatto in *kgCO₂eq* del trattamento del digestato. La conseguenza di questi andamenti evidenziati è la riduzione dell’impatto complessivo dello scenario incrementando la temperatura della digestione.

Si indicano gli impatti delle singole unità di processo.

Tabella 4.44a e 4.44b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario MDEA+ STRUVITE psicofilo, allocati al biogas per la tabella 4.44a (sx) e al digestato per la tabella 4.44b (dx).

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,32
Stoccaggio	3,21
Pretrattamenti	104,01
Digestione	84,02
Deumidificazione	30,27
Desolforazione	221,3
Tratt ammine	-4990
Imp tot	-4546,86

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	5,23
Stoccaggio	51,64
Pretrattamenti	1674,56
Digestione	1351,42
Centrifuga	187,81
Col zeolitica	14033,38
Mf+ prec	267,23
Imp tot	17571,28

Per gli impatti allocati al biogas si estendono le considerazioni già fatte per gli scenari “MDEA+PIRO” e “MDEA+COMP”. Per quanto riguarda i digestati, vi è un impatto totale molto alto, confrontando l’impatto di ogni singola unità con quello complessivo, la colonna zeolitica costituisce l’80% dell’impatto totale, infatti, la rigenerazione della zeolite con le tecniche di lavaggio e contro-lavaggio non ha un’efficienza del 100% e il make-up è molto costoso in termini di *kgCO₂eq* emessi.

Il grafico (4.14) permette di conoscere i pesi percentuali delle utilities e materie prime relativamente all’impatto delle singole unità di processo.

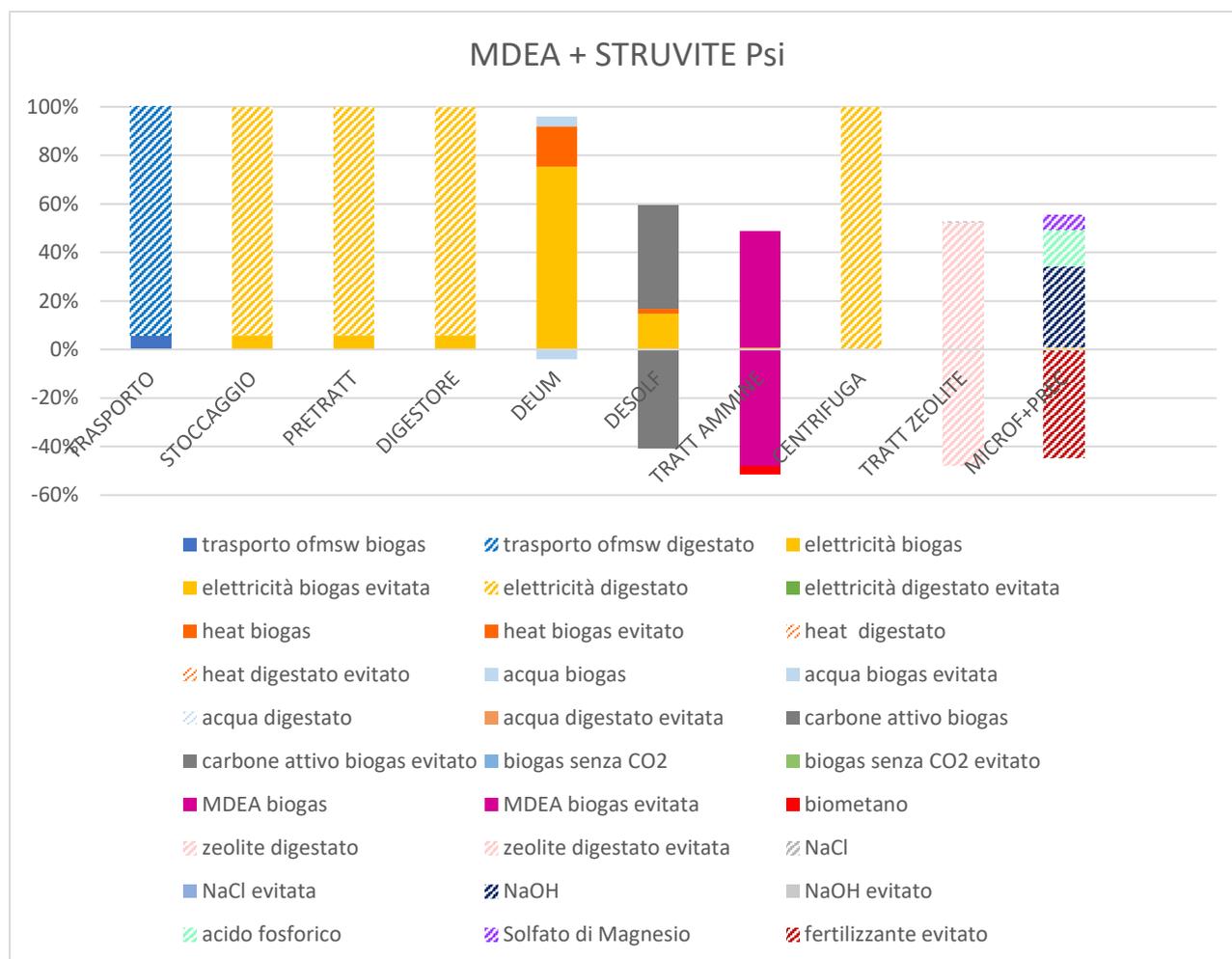


Figura 4.14 Percentuali d’impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA + STRUVITE psicrofilo.

La parte del grafico comprendente gli step di digestione e upgrading del biogas è sovrapponibile con i grafici degli altri scenari basati su digestione psicrofila e assorbimento con MDEA. Relativamente alla centrifugazione del digestato, l’intero impatto è dovuto dall’approvvigionamento di energia elettrica. Per quanto riguarda l’adsorbimento sulla zeolite, la percentuale d’impatto maggiore sull’impatto positivo netto, del 97,7%, è relativa al make-up di zeolite, infatti, gli altri possibili contributi legati ad acqua e reagenti necessari al lavaggio e al contro-lavaggio non son visibili dal grafico. La maggior percentuale d’impatto all’ unità microfiltro + precipitato, è un impatto evitato legato al fertilizzante convenzionale sostituito ed è poco superiore al 40%. Tra gli impatti positivi, la percentuale maggiore, di circa il 35% è relativa all’NaOH da alimentare al precipitatore, l’impatto percentuale dei due reattivi è leggermente minore.

Si considera il regime mesofilo.

Le seguenti tabelle esprimono gli impatti delle singole unità di processo, allocati a digestato e biogas.

Tabella 4.45a e 4.45b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario MDEA+ STRUVITE mesofilo, allocati al biogas per la tabella 4.45a (sx) e al digestato per la tabella 4.45b (dx).

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,40
Stoccaggio	3,92
Pretrattamenti	127,07
Digestione	46,72
Deumidificazione	38,60
Desolforazione	758,10
Tratt ammine	-7718
Imp tot	-6743,19

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	5,18
Stoccaggio	51,17
Pretrattamenti	1659,22
Digestione	609,28
Centrifuga	185,88
Col zeolitica	14033,37
Mf +prec	265,03
Imp tot	16809,82

Per gli impatti sul biogas, vengono estese le osservazioni espone per gli scenari “MDEA+COMP” e “MDEA+PIRO” con digestione mesofila, quindi, a motivo della digestione meno energivora e della produzione maggiore di metano vi è un impatto evitato maggiore in valore assoluto rispetto al caso psicrofilo. Per quanto riguarda gli impatti allocati al digestato, la voce d’impatto maggiore, circa dell’84% rispetto all’impatto complessivo, è legata alla colonna zeolitica a motivo del grande costo in termini di CO₂eq per l’approvvigionamento zeolitico di make-up. Inoltre, è possibile osservare come per via dell’alto peso ambientale relativo alla zeolite, prevalga l’impatto positivo riferito ai digestati rispetto all’impatto evitato riferito al biogas.

Si può analizzare il seguente grafico che esprime i pesi percentuali delle utilities e materie prime sugli impatti delle varie unità di processo.

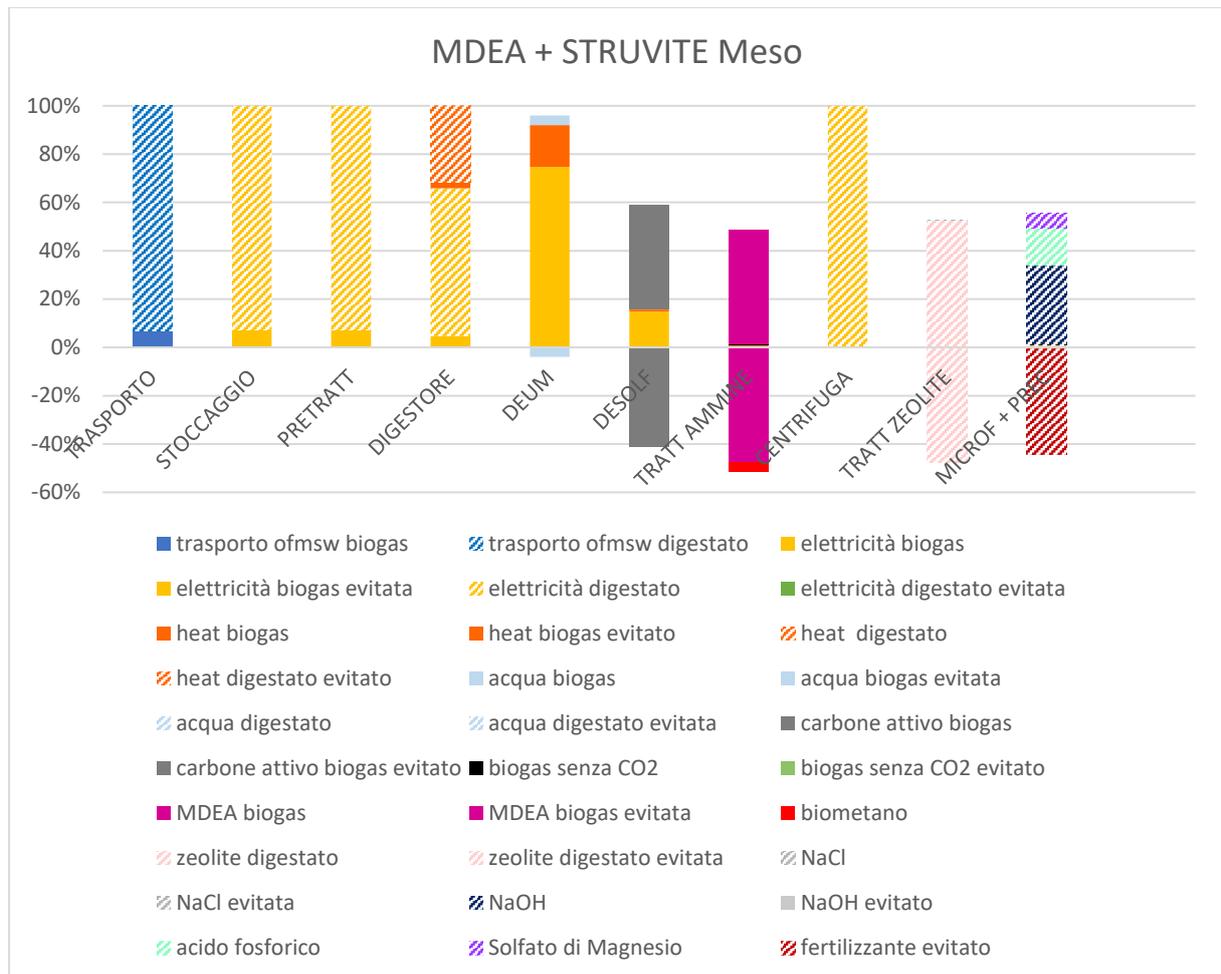


Figura 4.15 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA + STRUVITE mesofilo.

La parte del grafico relativa a digestione anaerobica e upgrading del biogas è sovrapponibile a quella degli scenari MDEA + COMP e MDEA + PIRO con digestione mesofila. Per quanto riguarda la valorizzazione dei digestati, anche in questo caso, l'impatto della colonna zeolitica è dovuto all'approvvigionamento di make-up della zeolite per il 97,7%. Inoltre, per lo step di microfiltrazione e precipitazione, la maggiore percentuale d'impatto, circa il 40%, è costituita dall'impatto evitato relativo alla sostituzione del fertilizzante convenzionale. La percentuale d'impatto positivo maggiore è relativa all'NaOH alimentato, circa il 35%. I contributi percentuali relativi agli altri due reattivi risultano leggermente inferiori.

Si considera il regime termofilo

Le tabelle (4.46a e 4.46b) esprimono gli impatti per le singole unità di processo, allocati su biogas e digestato.

Tabelle 4.46a e 4.46b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario MDEA+ STRUVITE termofilo, allocati al biogas per la tabella 4.46a (sx) e al digestato per la tabella 4.46b (dx).

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,49
Stoccaggio	4,86
Pretrattamenti	157,46
Digestione	57,63
Deumidificazione	55,27
Desolforazione	1138,20
Tratt ammine	-10930
Imp tot	-9516,09

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	5,12
Stoccaggio	50,55
Pretrattamenti	1638,99
Digestione	600,65
Centrifuga	183,94
Col zeolitica	14033,37
Mf + prec	231,73
Imp tot	16744,33

Per gli impatti riferiti al biogas, vengono estese le osservazioni fatte per gli scenari “MDEA+COMP” e “MDEA+PIRO” con digestione termofila. L’84% dell’impatto allocato sul digestato è legato alla colonna zeolitica. Proprio per via del grosso impatto costituito dal make-up di zeolite, l’impatto positivo allocato sui digestati prevale sull’impatto evitato del biogas e lo scenario risulta insostenibile ambientalmente per la categoria “climate change”.

Il grafico (4.16) permette di analizzare il peso percentuale delle diverse utilities e materie prime sull' impatto dei vari step del processo.

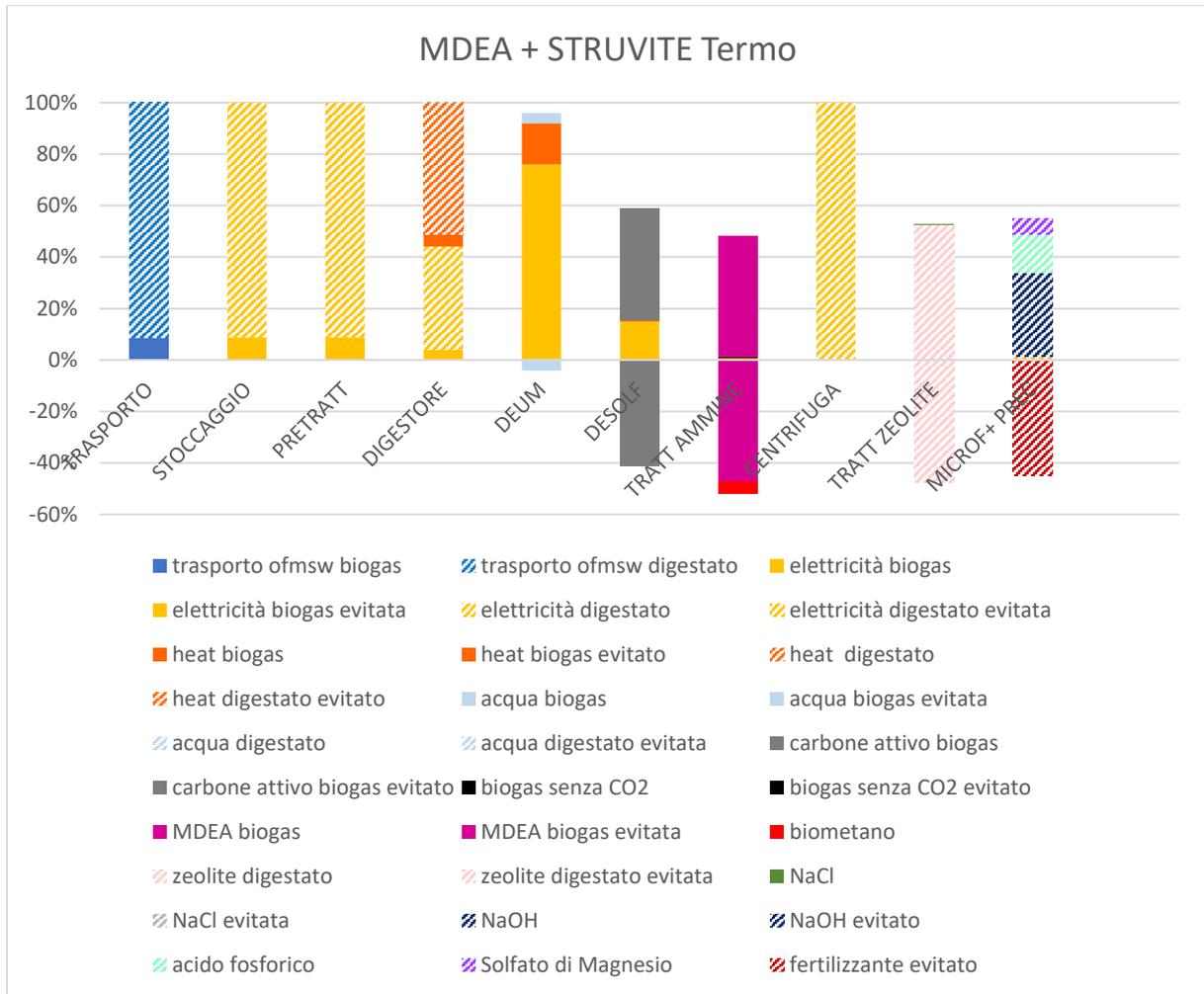


Figura 4.16 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario MDEA + STRUVITE termofilo.

Per quanto riguarda gli impatti relativi agli step di trattamento del biogas e digestione anaerobica, questi sono sovrapponibili ai grafici degli scenari "MDEA+COMP" e "MDEA+PIRO" con digestione in regime termofilo. Nella linea di trattamento del digestato, lo step con la colonna zeolitica costituisce il maggiore impatto in termini di CO_2eq , il maggior contributo per questa unità è legato al make-up di adsorbente, alla luce di una percentuale del 97,7%. Invece, per lo step di microfiltrazione + precipitato, l'impatto maggiore è rappresentato dall' impatto evitato legato al fertilizzante sostituito, la percentuale ammonta a circa il 40%. Tra gli impatti positivi, il più rilevante, con una percentuale del 35%, è legato all' NaOH alimentato.

Si analizza lo scenario “PSA+STRUVITE”.

La tabella (4.47) riporta gli impatti complessivi legati ad upgrading e produzione di struvite

Tabella 4.47 Impatti sulla categoria “climate change” per lo scenario PSA + STRUVITE.

kg CO ₂ eq	UPGRADING	PROD.STRUVITE	TOT
PSI	161,74	17521,78	17733,02
MESO	-2149,74	16809,82	14660,03
TERMO	-4767,89	16744,33	11976,44

Si osserva come per i tre regimi di temperatura non vi siano impatti evitati complessivi, infatti, seppur operando una digestione anaerobica in condizioni mesofile e termofile, si ottenga un impatto evitato, tale impatto evitato è minore in valore assoluto confrontato con l’impatto positivo allocato al digestato. Inoltre, confrontando questa tabella con la (4.43) relativa allo scenario MDEA + STRUVITE, si può notare come, a parità di impatti per la conversione del digestato, vi siano impatti complessivi maggiori per via delle maggiori perdite di metano nell’adsorbimento PSA rispetto all’assorbimento con ammina, della minore produzione di biometano e del make-up di zeolite non trascurabile.

Analizzando il regime psicrofilo, nelle seguenti tabelle sono indicati gli impatti delle singole unità di processo allocati su biogas e digestato.

Tabella 4.48a e 4.48b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario PSA + STRUVITE psicrofilo, allocati al biogas per la tabella 4.48a (sx) e al digestato per la tabella 4.48b (dx).

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,32
Stoccaggio	3,21
Pretrattamenti	104,01
Digestione	84,02
Deumidificazione	30,27
Desolfurazione	221,3
PSA	-281,4
Imp tot	161,74

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	5,23
Stoccaggio	51,64
Pretrattamenti	1674,56
Digestore	1351,42
Centrifuga	187,81
Col zeolitica	14033,38
Mf +prec	267,23
Imp tot	17571,28

Dalla tabella di sinistra, si osserva come l’impatto evitato dovuto alla produzione di biometano attraverso l’unità PSA sia piuttosto piccolo e non sufficiente a generare un impatto evitato complessivo sul biogas. Inoltre, come già osservato per gli scenari precedenti, il massimo impatto allocato al biogas, è dato dall’unità di desolfurazione e i risultati sono del tutto sovrapponibili con quelli degli scenari “PSA+COMP” e “PSA+PIRO” con digestione psicrofila. I risultati per il digestato sono del tutto sovrapponibili a quelli dello scenario “MDEA+STRUVITE” con digestione psicrofila.

Il grafico (4.17) permette di analizzare il peso percentuale delle diverse utilities e materie prime sull' impatto dei vari step del processo.

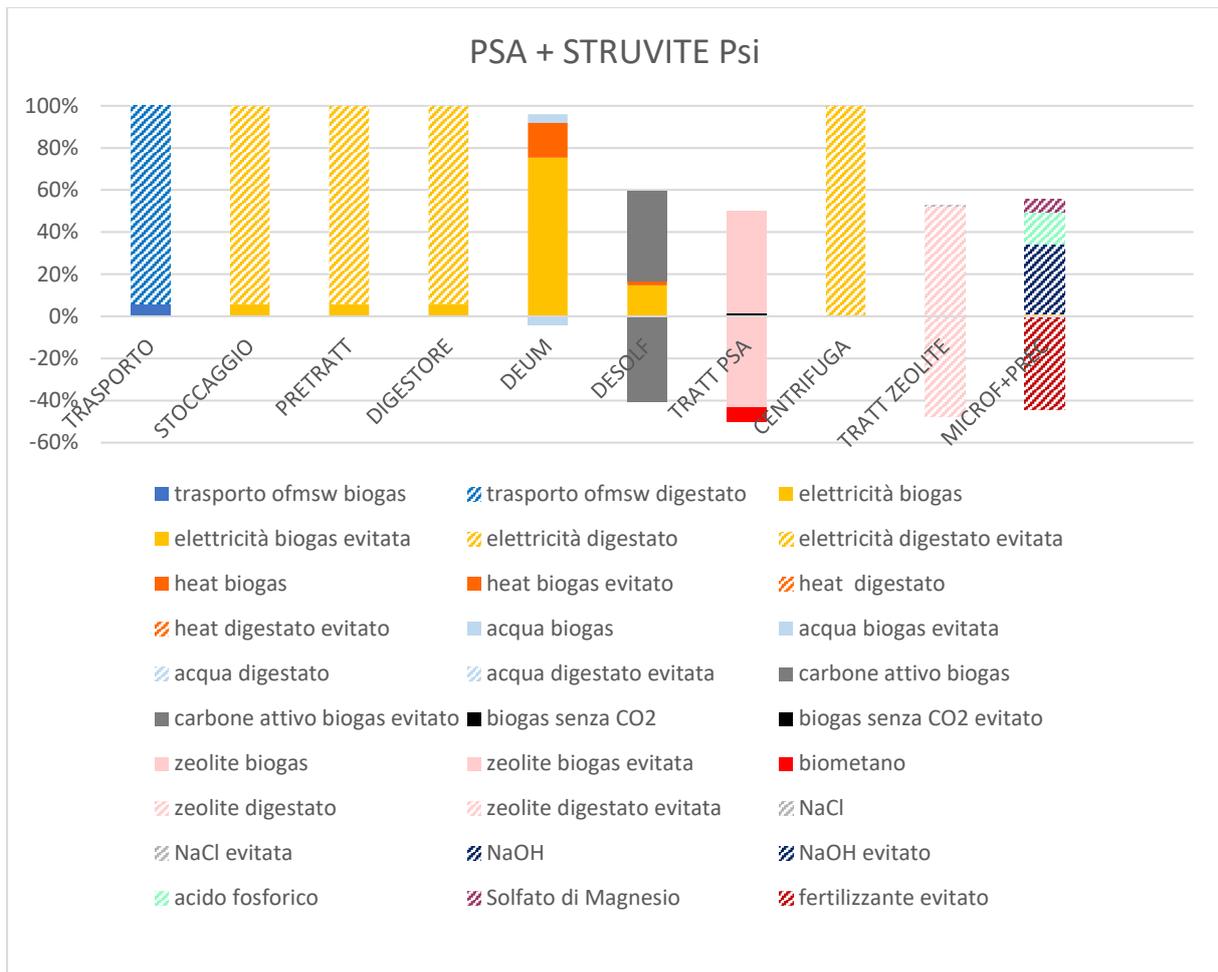


Figura 4.17 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA + STRUVITE psicofilo.

Per quanto riguarda la digestione e gli step di upgrading si estendono le considerazioni sulle percentuali d'impatto relative agli altri scenari considerati basati su digestione psicofila e tecnologia PSA. Relativamente alla linea di valorizzazione del digestato, vi sono le percentuali d'impatto dello scenario "MDEA+STRUVITE" con digestione psicofila. Può essere comunque opportuno sottolineare nuovamente l'alta percentuale d'impatto dovuta al make-up della zeolite per lo step di adsorbimento degli ioni ammonio, che si attesta al 97,7% .

Analizzando il regime mesofilo, nelle tabelle (4.49a e 4.49b) sono indicati gli impatti delle singole unità di processo, allocati su biogas e digestati.

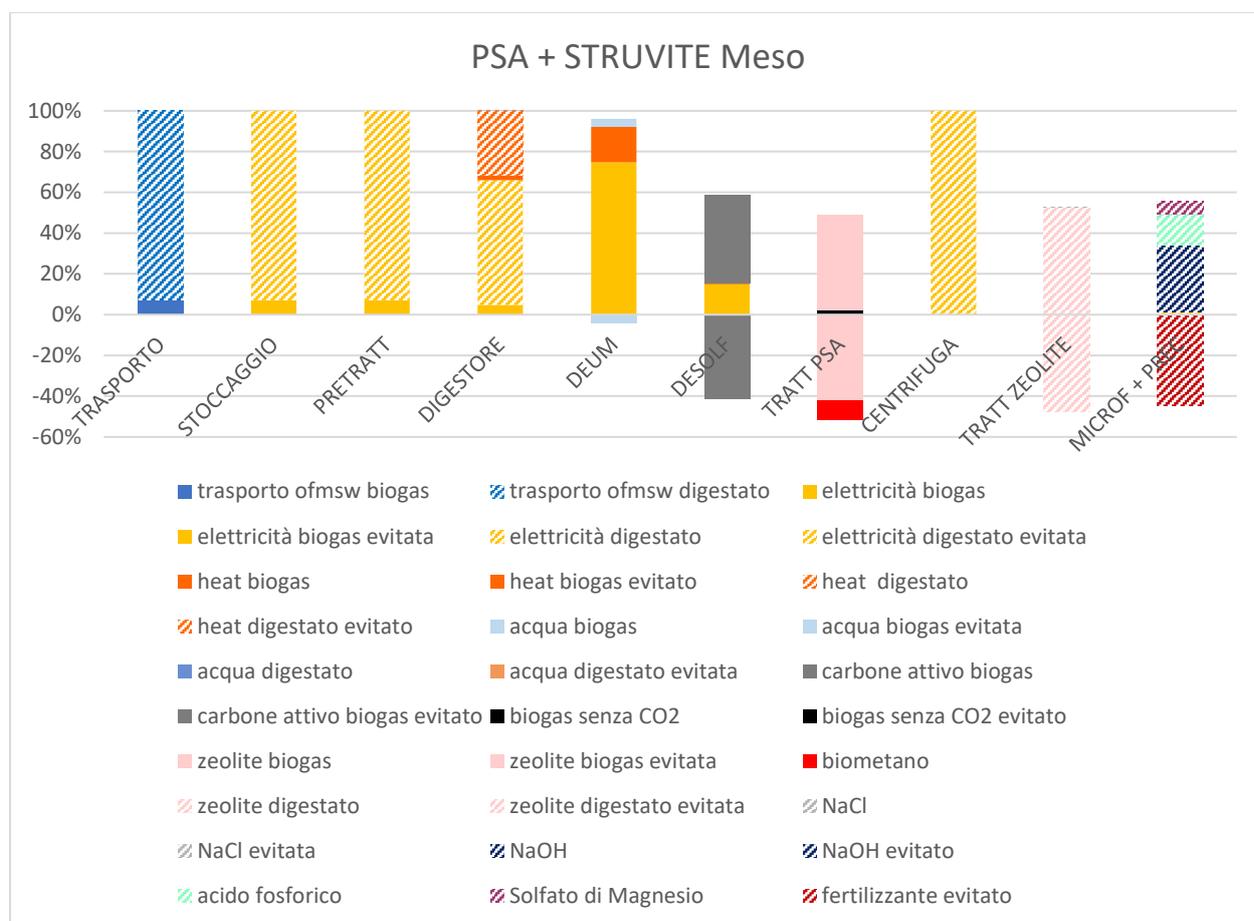
Tabella 4.49a e 4.49b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario PSA + STRUVITE mesofilo, allocati al biogas per la tabella 4.49a (sx) e al digestato per la tabella 4.49b (dx).

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,40
Stoccaggio	3,92
Pretrattamenti	127,07
Digestione	46,72
Deumidificazione	38,60
Desolforazione	758,10
PSA	-3124,60
Imp tot	-2149,79

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	5,18
Stoccaggio	51,17
Pretrattamenti	1659,22
Digestione	609,28
Centrifuga	185,88
Col zeolitica	14033,37
Mf + prec	265,03
Imp tot	16809,82

Gli impatti relativi al biogas sono del tutto sovrapponibili a quelli degli scenari “PSA+COMP” e “PSA+PIRO” con digestione in condizioni mesofile. Per quanto riguarda il digestato, gli impatti sono esattamente sovrapponibili ai corrispettivi dello scenario “MDEA+STRUVITE” con digestione mesofila, quindi, domina l’impatto della colonna zeolitica con una percentuale dell’84% rispetto all’impatto complessivo. Inoltre, continua a prevalere l’impatto del digestato rispetto all’impatto evitato dovuto al biogas.

Il grafico (4.18) permette di analizzare il peso percentuale delle diverse utilities e materie prime sull' impatto dei vari step del processo.



4.18 Percentuali d' impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA + STRUVITE mesofilo.

Si estendono le osservazioni espone per gli altri scenari basati su digestione anaerobica mesofila e rimozione della CO_2 mediante tecnologia PSA. Gli impatti della linea di trattamento del digestato sono del tutto sovrapponibili a quelli indicati dal grafico (4.15) facente riferimento allo scenario "MDEA+STRUVITE" con digestione mesofila.

Analizzando il regime termofilo, nelle tabelle (4.50a e 4.50b) sono indicati gli impatti delle singole unità di processo, allocati a biogas e digestato.

Tabella 4.50a e 4.50b Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario PSA + STRUVITE termofilo, allocati al biogas per la tabella 4.50a (sx) e al digestato per la tabella 4.50b (dx).

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	0,49
Stoccaggio	4,86
Pretrattamenti	157,46
Digestione	57,63
Deumidificazione	55,27
Desolforazione	1138,20
PSA	-6181,8
Imp tot	-4767,89

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	5,12
Stoccaggio	50,55
Pretrattamenti	1638,99
Digestione	600,65
Centrifuga	183,94
Col zeolitica	14033,37
Mf + prec	231,73
Imp tot	16744,33

Gli impatti relativi al biogas sono sovrapponibili a quelli degli scenari “PSA+COMP” e “PSA+PIRO” con digestione termofila. Si ricorda che l’impatto evitato ottenuto per l’unità PSA è maggiore operando con la digestione termofila, a motivo della maggiore produzione di biometano rispetto al caso mesofilo. Ciò nonostante, continua a prevalere l’impatto positivo riferito al digestato rispetto all’impatto evitato legato al biogas. Per il digestato, gli impatti sono sovrapponibili a quelli dello scenario “MDEA+STRUVITE” con digestione termofila e quindi lo step di adsorbimento su zeolite costituisce circa l’84% dell’impatto complessivo allocato al digestato. Per via dell’elevato impatto di questo step, lo scenario non risulta complessivamente ambientalmente sostenibile per la categoria “climate change”.

Il grafico (4.19) permette di analizzare il peso percentuale delle diverse utilities e materie prime sull' impatto dei vari step del processo.

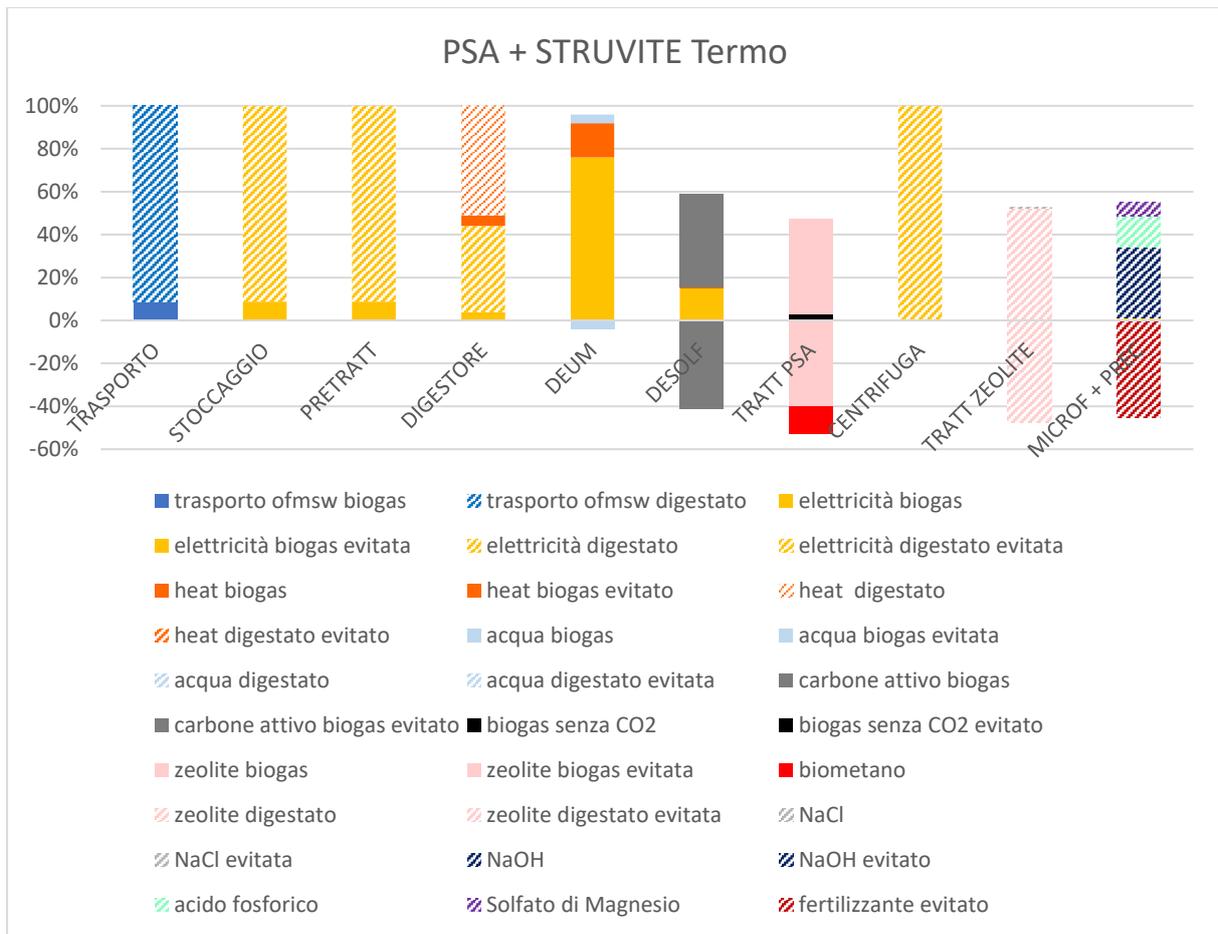


Figura 4.19 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario PSA + STRUVITE termofilo.

Relativamente alle percentuali d'impatto della linea di trattamento del biogas e digestione anaerobica, si estendono le medesime considerazioni espresse per gli altri scenari basati su digestione termofila e adsorbimento PSA. Invece, le percentuali d'impatto della linea di trattamento digestati sono del tutto sovrapponibili a quelle del grafico (4.16) relativo allo scenario "MDEA+STRUVITE" con digestione termofila.

Si analizza lo scenario di alimentazione del biogas prodotto in un'unità CHP.

La tabella (4.51) riporta gli impatti complessivi.

Tabella 4.51 Impatti sulla categoria "climate change" per lo scenario CHP

<i>kg CO₂ eq</i>	TOT
PSI	73,48
MESO	-3465,52
TERMO	-6485,52

Si osserva come per questo scenario, si ottengano impatti evitati operando digestioni mesofile e termofile, mentre nel caso di condizioni psicrofile si ha un impatto positivo.

Analizzando il regime psicrofilo, nella tabella (4.52) sono indicati gli impatti delle singole unità di processo.

Tabella 4.52 Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario CHP + DIG psicrofilo

Unità	kgCO ₂ eq
Trasporto	8,18
Stoccaggio	80,8
Pretrattamenti	2620
Dig + Chp	-2635,35
Imp tot	73,48

L'unità più impattante è il pretrattamento della FORSU. Inoltre, si può osservare un impatto evitato nell'unità combinata digestore e cogeneratore, ciò è sintomatico del fatto che le energie termiche ed elettriche prodotte al netto delle spese dell'unità di cogenerazione sono maggiori dei fabbisogni termici ed elettrici al digestore. Ciò nonostante, le spese elettriche per i pretrattamenti sono così elevate che l'impatto complessivo risulta positivo.

Il grafico (4.20) permette di analizzare il peso percentuale delle diverse utilities e materie prime sull' impatto dei vari step del processo.

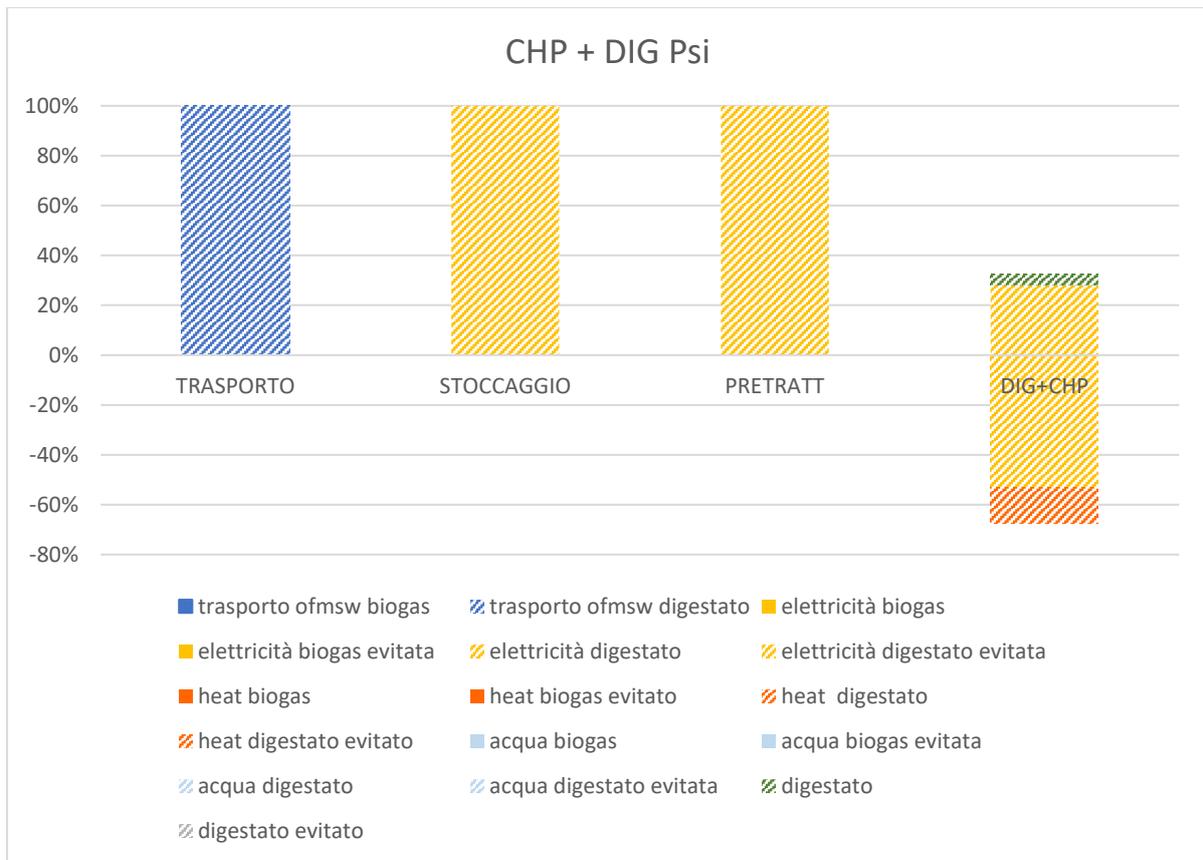


Figura 4.20 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario CHP + DIG psicofilo.

Si nota come tutti i vari impatti siano allocati al digestato prodotto. Per quanto riguarda gli impatti all'unità combinata digestore - cogeneratore, dal grafico è visibile come la percentuale d'impatto evitato legato alla produzione netta di energia elettrica al cogeneratore, superiore al 50%, sia maggiore dell'impatto dovuto all'energia elettrica spesa per la miscelazione, approssimativamente inferiore al 30%. Inoltre, è presente l'impatto evitato corrispondente all'energia termica netta prodotta, costituito da una percentuale di circa il 10%.

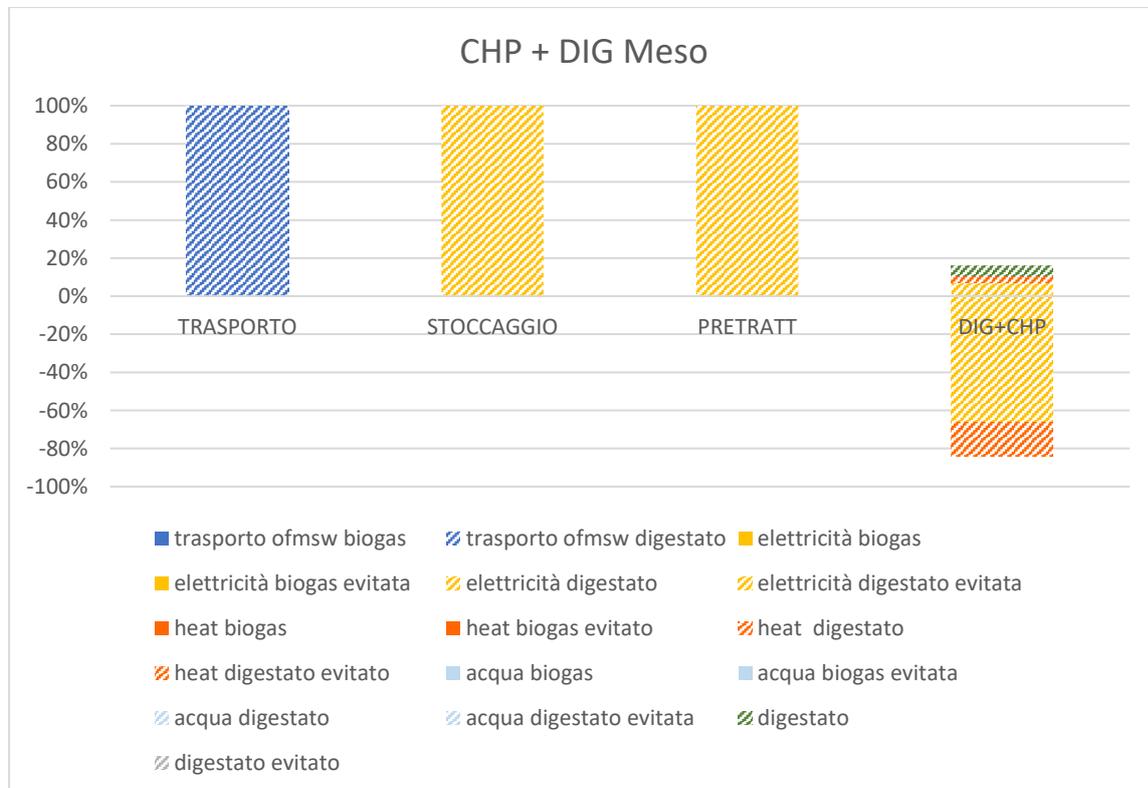
Analizzando il regime mesofilo, nella tabella (4.53) sono indicati gli impatti delle singole unità di processo.

Tabella 4.53 Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario CHP + DIG mesofilo.

Unità	kgCO2eq
Trasporto	8,18
Stoccaggio	80,8
Pretrattamenti	2620
Dig + Chp	-6174,50
Imp tot	-3465,52

Si osserva un valore assoluto dell'impatto evitato all'unità combinata digestore + CHP più che raddoppiato rispetto al caso psicrofilo, infatti, producendo maggiori portate di biogas è possibile ottenere maggiori produzioni nette di energia termica ed elettrica al cogeneratore e di conseguenza ottenere un maggiore eccesso di energia prodotta rispetto al fabbisogno energetico al digestore. Un secondo motivo di questo aumento risiede nella riduzione del fabbisogno di energia elettrica per la digestione, per via della diminuzione del numero di reattori e agitatori. Questo incremento d'impatto evitato all'unità combinata di digestione e CHP porta ad avere anche un impatto evitato complessivo sull'intera linea, compensando completamente il pesante impatto relativo ai pretrattamenti.

Il grafico (4.21) permette di analizzare il peso percentuale delle diverse utilities e materie prime sull'impatto dei vari step del processo.



4.21 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario CHP + DIG mesofilo.

Dal grafico si nota come, relativamente alla digestione, vi sia una riduzione di circa il 20% rispetto alla percentuale d'impatto dovuto al consumo di energia elettrica nel caso di una digestione mesofila. Al contrario, cresce oltre il 60% la percentuale d'impatto evitato dovuta all'energia elettrica netta prodotta dal cogeneratore. Questi aspetti riflettono un incremento nel divario tra l'energia elettrica netta prodotta tramite la cogenerazione e il fabbisogno elettrico al digestore. Inoltre, è rappresentato il contributo dell'energia termica di riscaldamento sull'impatto al digestore, in quanto in condizioni mesofile si esegue la digestione a 35°C. Tuttavia, si osserva come vi sia una percentuale d'impatto evitato relativo alla produzione netta di energia termica di circa il 20% mentre il corrispettivo impatto positivo è minore. Inoltre, la percentuale d'impatto evitato relativa all'energia elettrica netta prodotta dal cogeneratore è maggiore rispetto a quella relativa all'energia termica netta prodotta, quindi, con l'impianto di cogenerazione si produce più energia elettrica netta che energia termica netta.

Analizzando il regime termofilo, nella tabella (4.54) sono indicati gli impatti delle singole unità di processo

Tabella 4.54 Contributi sulla categoria climate change delle varie unità dello scenario CHP+ DIG termofilo.

Unità	kgCO2eq
Trasporto	8,18
Stoccaggio	80,8
Pretrattamenti	2620
Dig + Chp	-9194,50
Imp tot	-6485,52

Si osserva un aumento del valore assoluto dell'impatto evitato all'unità digestore-cogeneratore, infatti, in termofilia, producendo più biogas che in mesofilia, è possibile ottenere un maggior quantitativo di energia termica ed elettrica nette prodotte al cogeneratore. La conseguenza è l'incremento nel divario tra le energie elettriche e termiche nette prodotte e i fabbisogni termici ed elettrici del digestore, ottenendo così un impatto evitato maggiore sull'intero impianto, rispetto al caso della digestione mesofila.

Il grafico (4.22) permette di analizzare il peso percentuale delle diverse utilities e materie prime sull' impatto dei vari step del processo.

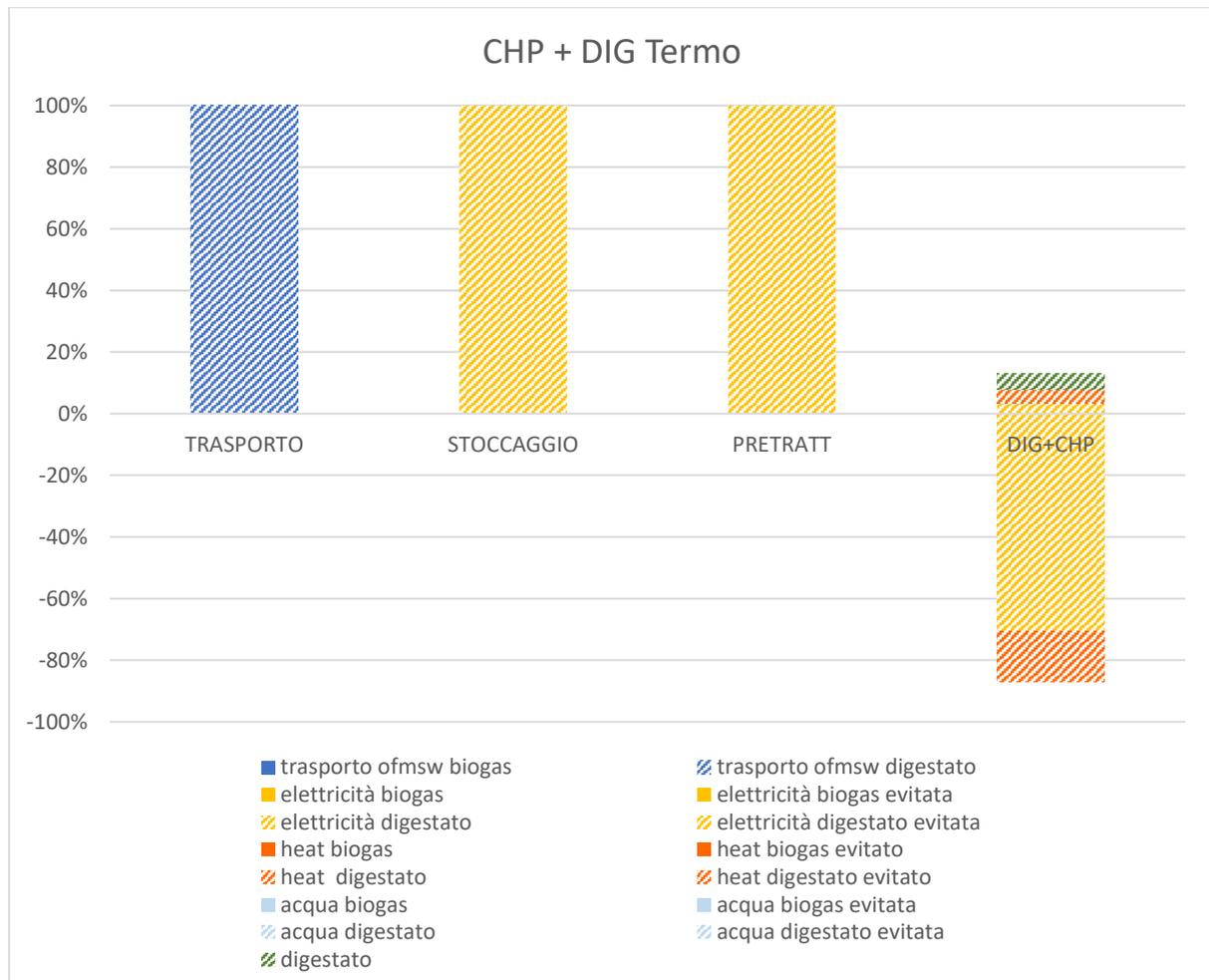


Figura 4.22 Percentuali d'impatto di utilities e materie prime per lo scenario CHP+DIG termofilo.

Osservando attentamente gli impatti positivi al digestore è possibile notare come, rispetto al regime mesofilo, vi sia un incremento della fetta relativa al calore sull'impatto al digestore, infatti rispetto al caso mesofilo, in cui si attua una digestione anaerobica a 35°C, in termofilia si opera a 55°C, per contro la fettina relativa all'impatto positivo dell'energia elettrica si riduce leggermente in quanto il numero di digestori e quindi di miscelatori diminuisce di un'unità. Come nel caso della digestione mesofila, vi è una percentuale relativa all'impatto evitato dell'energia elettrica netta prodotta superiore al 60% e quindi maggiore rispetto alla percentuale relativa ai fabbisogni elettrici al digestore. Inoltre, anche la percentuale d'impatto evitato relativa all'energia termica netta prodotta è circa del 20%, superiore rispetto all'impatto relativo alle spese termiche al digestore.

5. Analisi economica

Dopo aver studiato la sostenibilità ambientale dei diversi scenari impiantistici, si indaga la fattibilità dal punto di vista economico. Segue la descrizione teorica del metodo utilizzato per eseguire tale analisi economica.

5.1 Descrizione del metodo

Il metodo seguito è quello esposto nel manuale “Analysis, Synthesis, and Design of Chemical processes” (R.Turton et al, 2018).

In ordine occorre stimare costi capitali del processo, costi capitali ammortizzati, costi operativi e infine i guadagni. A quel punto sarà possibile stimare Net Present Value e Payback Time come indici di sostenibilità economica.

5.1.1 Stima costi capitali

Il primo passo è stimare i costi capitali, ossia i costi delle apparecchiature dell’impianto e i costi di start-up necessari nell’avvio dell’impianto.

Si inizia stimando i costi delle apparecchiature. A questo scopo, il primo indice da stimare è il Purchased Cost C_p^0 .

La formula da applicare per la sua stima è (R.Turton et al, 2018):

$$\log_{10}C_p^0 = K_1 + K_2 \cdot \log_{10}(A) + K_3 \cdot (\log_{10}(A))^2 \quad (5.1)$$

A è la dimensione caratteristica per l’apparecchiatura sotto esame. Nella tabella (5.1) sono riportate le costanti K_1 , K_2 e K_3 caratteristiche per le varie apparecchiature con i rispettivi range operativi. Se la dimensione dell’apparecchiatura è all’interno del range si calcola C_p^0 mediante la formula (5.1), altrimenti occorre ricavare C_{pmin}^0 applicando la formula (5.1) utilizzando il valore minimo del range dimensionale e solo successivamente stimare C_p^0 con la seguente formula (R.Turton et al, 2018):

$$\frac{C_p^0}{C_{pmin}^0} = \left(\frac{A_p^0}{A_{pmin}^0}\right)^n \quad (5.2)$$

Per l’esponente n si trovano dei valori caratteristici nel manuale di riferimento (R. Turton et al, 2018), si considera un valore medio pari a 0,6.

Come anticipato la seguente tabella riporta i parametri necessari per il calcolo del C_p^0 (R. Turton et al, 2018)

Tabella 5.1 Parametri necessari per il calcolo del C_p^0 .

	K1	K2	K3	A_{min}	A_{max}	Caratteristica
Compressori	2,2897	1,3604	-0,1027	450	3000	Potenza (kW)
Centrifuga	4,3612	0,8764	-0,0049	0,5	1	Diametro (m)
Pompa	3,3892	0,0536	0,1538	1	300	Potenza (kW)
Digestore	4,8509	-0,3973	0,1445	90	30000	Volume (m^3)
Torri	3,4974	0,4485	0,1074	0,3	520	Volume (m^3)
Agitatore	3,4092	0,4896	0,003	5	150	Potenza (kW)
Filtropressa	4,2756	0,3520	0,0714	0,5	80	Area (m^2)
Motore a scoppio	2,7635	0,8574	-0,0098	10	10000	Potenza prodotta (kW)
Forno AC	7,3488	-1,1666	0,2028	1000	100000	Potenza (kW)
Ribollitori	6,9617	-1,48	0,3161	1200	9400	Calore (kW)
Vaglio	4,0485	0,1118	0,326	0,3	15	Area (m^2)
Ventilatori	3,0414	-0,3375	0,4722	1	100	Aria (m^3/s)
Tramoggia	3,6062	0,2659	0,1982	0,5	30	Area (m^2)
Pala	4,1366	0,5072	0,007	0,7	11	Volume (m^3)
Essiccatore	3,5645	1,1118	0,0777	5	100	Area (m^2)
Ventilatori per depressione	3,0414	-0,3375	0,4722	1	100	Aria (m^3/s)
Scambiatore	4,3247	-0,303	0,1634	10	1000	Area (m^2)
Vaporizzatore ciclo frigorifero	3,8751	0,3328	0,1901	1	100	Volume (m^3)
Pirolizzatore	2,3859	0,9721	-0,0206	3000	100000	Calore (kW)
Trituratore	3,6062	0,2659	0,1982	0,5	30	Area (m^2)

Quindi per applicare le formule descritte, occorre dimensionare le apparecchiature trovando la grandezza caratteristica A (R.Turton et al, 2018). Per buona parte delle apparecchiature, il dimensionamento è stato eseguito al capitolo 3, per le restanti si riportano di seguito i dimensionamenti.

Si inizia dalla fase di pretrattamenti in cui per l'aprisacchi si considera l'area d'ingombro presenti in letteratura di $11,59 m^2$ (FORREC).

Successivamente si stima l'area del separatore magnetico da dati di letteratura. Si considera un separatore con un nastro di dimensioni $L_{sep\ mag} \times W_{sep\ mag}$ pari a $1 m \times 0,5 m$ (STOKKERMILL)

Considerando anche un fattore di sovradimensionamento, l'area del nastro del separatore è:

$$A = A_{sep\ mag} = (L_{sep\ mag} \cdot W_{sep\ mag}) \cdot 1.2 = 0,5 m^2 \quad (5.3)$$

Si passa al dimensionamento del separatore a correnti indotte, da letteratura si considera una larghezza del nastro di 1m (MALAMAN C.T.C), si decide di mantenere lo stesso rapporto tra dimensioni del separatore magnetico, quindi, si impone una lunghezza del nastro di 2m. In definitiva l'area risulta:

$$A = A_{sepind} = L_{sepind} \cdot W_{sepmag} = 2 \text{ m}^2 \quad (5.4)$$

Si passa al dimensionamento del vaglio a tamburo rotante, considerandone uno con una lunghezza di 5,5 m e raggio di 1,1 m (W.Ladurner S.r.l):

$$A_{vaglio} = (2 \cdot \pi \cdot r^2) + (2 \cdot \pi \cdot r \cdot L_{vaglio}) = 42,14 \text{ m}^2 \quad (5.5)$$

Infine, si dimensiona il trituratore, a tal fine, si procede prima con il dimensionamento della tramoggia del trituratore e successivamente con quello della camera di taglio. Si considera una tramoggia con dimensioni 1,7 m × 1,6 m, di conseguenza con un'area di 2,72 m² e una camera di taglio di dimensioni 1,2 m × 1 m, con area risultante di 1,2 m² (Stokkermill). A questo punto l'area totale diventa:

$$A = A_{trit} = A_{1trit} + A_{2trit} = 3,92 \text{ m}^2 \quad (5.6)$$

Ora si può considerare lo step di digestione anaerobica in cui occorre dimensionare lo scambiatore necessario a portare la miscela entrante alla temperatura corretta. È stato considerato uno scambiatore con coefficiente globale di scambio U di 1000 $\frac{W}{m^2 \cdot K}$ (Engineering Toolbox). Per il regime mesofilo occorre scaldare di 20°C, di conseguenza l'area di scambio dello scambiatore diventa:

$$A = A_{scdig} = \frac{Q_{dig}}{(\Delta T \cdot U)} = 5,76 \text{ m}^2 \quad (5.7)$$

Utilizzando la stessa formula, per il regime termofilo, si ottiene:

$$A = \frac{Q_{dig}}{(\Delta T \cdot U)} = 4,71 \text{ m}^2 \quad (5.8)$$

Per quanto riguarda lo step di desolfurazione, occorre dimensionare lo scambiatore di calore che porta il gas in ingresso a 120°C. Assumendo uno scambiatore con coefficiente globale di scambio U pari a 20 $\frac{W}{m^2 \cdot K}$, applicando la formula (5.7), si ottiene un'area di scambio di 3,66 m². Operando nello stesso modo si ottengono aree di scambio per i casi mesofilo e termofilo rispettivamente di 4,88 m² e 6,30 m².

Si pone l'attenzione sullo step di rimozione della CO₂, considerando come prima opzione l'assorbimento con soluzione amminica. Il volume della colonna di assorbimento è già stato

dimensionato nel capitolo 3, occorre dimensionare il volume della colonna di stripping, per farlo si è considerato il rapporto tra volume della colonna di stripping e della colonna di assorbimento di 0,87 (R.S.Cavaignac et al, 2021).

Quindi il volume della colonna di stripping risulta:

$$A = V_{stripping} = V_{colass} \cdot 0,87 = 553,04 \text{ m}^3 \quad (5.9)$$

Lo stesso dimensionamento si effettua per i biogas psicrofilo e termofilo, ottenendo rispettivamente $478,27 \text{ m}^3$ e $523,62 \text{ m}^3$, in tutti e tre i casi si predispongono 5 colonne di stripping con tali volumi.

Relativamente a questa unità occorre dimensionare anche gli scambiatori di calore. Si dimensiona lo scambiatore che gestisce la temperatura del biogas in ingresso alla colonna, assumendo un coefficiente globale di scambio U pari a $30 \frac{W}{m^2 K}$ e utilizzando la formula (5.7), si ottengono per il caso psicrofilo, mesofilo e termofilo rispettivamente delle aree di scambio di $2,44 \text{ m}^2$, $3,25 \text{ m}^2$ e $4,21 \text{ m}^2$. Si dimensiona anche lo scambiatore di calore agente sul make-up di soluzione amminica, assumendo U pari a $2500 \frac{W}{m^2 K}$ (Engineering Toolbox), ottenendo aree di scambio per i casi psicrofilo, mesofilo e termofilo rispettivamente di $4,02 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$, $3,88 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$ e $3,88 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$.

L'alternativa per la rimozione della CO_2 è la tecnologia PSA, anche in questo caso occorre procedere ai dimensionamenti non eseguiti nel capitolo 3, al fine della stima dei costi capitali. Si dimensiona l'area di scambio dello scambiatore di calore che gestisce la temperatura della corrente di gas in ingresso all'unità, assumendo un coefficiente globale di scambio U di $30 \frac{W}{m^2 K}$, si ottengono aree di scambio per i casi di psicrofilia, mesofilia e termofilia rispettivamente di $2,44 \text{ m}^2$, $3,25 \text{ m}^2$ e $4,21 \text{ m}^2$.

A questo punto, si pone l'attenzione sui processi di valorizzazione dei digestati. Il primo processo considerato è il compostaggio. Si calcolano, come dimensioni caratteristiche dell'apparecchiatura, le aree utili per i due vagli presenti. Si considerano gli stessi dati di letteratura utilizzati per il dimensionamento del vaglio dei pretrattamenti e si ottengono vagli con area di $42,14 \text{ m}^2$. Inoltre, da letteratura, si considera una pala meccanica con una capacità in volume di $9,4 \text{ m}^3$ e si assume questa come dimensione caratteristica A (KOMATSU WA700-3). Per quanto riguarda il miscelatore, si considera una geometria trapezoidale con basi maggiori e minori di 3,45 m e 2,49 m e rispettivamente aree di trapezio e prisma di 2,02 m e 2,47 m (AGB-Biogas), a questo punto con la seguente formula è possibile calcolare il volume del trapezoide:

$$A = V_{misc} = \frac{(b_{max} + b_{min}) \cdot h_{trapezio} \cdot h_{prisma}}{2} = 14,82 \text{ m}^3 \quad (5.10)$$

Si considera la stessa tramoggia dei pretrattamenti e quindi restano da stimare solo le portate d'aria trattate dai ventilatori. Ricordando il numero di ventilatori necessari nelle biocelle, calcolato nella sezione (3.61), si calcola l'aria trattata da ogni ventilatore.

Si considera la densità aria di $1,23 \frac{kg}{m^3}$ e si calcola la portata volumica totale trattata al secondo:

$$V_{ariabc} = \frac{\dot{m}_{ariabc}}{1,23 \cdot 3600 \cdot 24} \quad (5.11)$$

Dividendo per il numero di ventilatori si calcola la portata volumica trattata per ogni ventilatore:

$$V_{ariabc}^{1vent} = \frac{\dot{V}_{ariabc}}{N_{ventbc}} \quad (5.12)$$

Si ottiene una portata di $0,26 \frac{m^3}{s}$ nei casi di psicrofilia, mesofila e termofilia. La stessa procedura è attuata per la stima della portata d'aria trattata dai ventilatori dell'aia di maturazione. Inoltre, per semplicità si considera la stessa portata d'aria trattata anche dai ventilatori scrubber necessari a costituire una depressione nelle biocelle e nell'aia, infatti, gli scrubber legati alla depressione delle biocelle sono considerati in numero uguale ai ventilatori per l'alimentazione dell'aria in quell'unità e la stessa assunzione la si effettua per gli scrubber dell'aia di maturazione.

A questo punto, si considera la prima alternativa al compostaggio, la pirolisi.

Si dimensiona la filtropressa, considerando come dimensione caratteristica per la stima dei costi capitali l'area di filtrazione, da letteratura si considera il valore di $1,3 m^2$ (O.M.P. S.r.l). Per l'essiccatore a tappeto si considera da letteratura un'apparecchiatura con lunghezza del tappeto di 9,22 m e larghezza 3,1 m (STN BIO AGRO G), di conseguenza la dimensione caratteristica dell'area utile si calcola con la seguente formula:

$$A = A_{ess} = L_{ess} \cdot W_{ess} \quad (5.13)$$

Si ottiene un valore di $28,58 m^2$ per i tre regimi termici.

Per quanto riguarda la tramoggia per l'alimentazione al pirolizzatore, per semplicità si considera la stessa dei pretrattamenti. Inoltre, le due coclee per semplicità si considereranno con lo stesso costo capitale della tramoggia, essendo parte dello stesso apparato di alimentazione al pirolizzatore. Resta da calcolare la dimensione caratteristica del pirolizzatore, si considera la potenza termica del forno pirolitico. Per calcolare questa grandezza si considera la somma delle potenze termiche necessarie a portare a temperatura l'azoto alimentato e la biomassa, i cui valori sono stati calcolati nel capitolo (3.6.2), quindi la formula è la seguente:

$$A = P_{t\text{piro}} = P_{t\text{inpir}} + P_{t\text{azinpir}} \quad (5.14)$$

I valori calcolati per i casi di psicrofila, mesofilia, termofilia risultano rispettivamente pari a 353,86 kW, 350,64 kW e 346,34 kW.

L'ultima alternativa per il processo di valorizzazione dei digestati è la precipitazione struvitica. Per la centrifuga si considera come dimensione caratteristica il diametro, al fine di operare il dimensionamento occorre ricavare la portata volumica entrante nella centrifuga, considerando la densità del digestato pari a $1 \frac{t}{m^3}$:

$$\dot{V}_{\text{digestato}} = \frac{\dot{m}_{\text{digestato}}}{\rho_{\text{digestato}}} \quad (5.15)$$

Si considera un tempo di permanenza τ_{centr} di 30 s.

Il volume della centrifuga risulta, quindi:

$$V_{\text{centr}} = V_{\text{digestato}} \cdot \tau_{\text{centr}} \quad (5.16)$$

Per questioni di flessibilità dell'impianto si sovradimensiona il volume:

$$V_{\text{centreff}} = V_{\text{centr}} \cdot 1,2 \quad (5.17)$$

Si considera un rapporto tra diametro e altezza della camera di 1,11 (FC300-FAMA S.r.l), in base a questo rapporto si calcola il diametro:

$$d = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{\text{centreff}}}{(\pi \cdot \frac{d}{h})}} \quad (5.18)$$

Nei casi di psicrofila, mesofilia, termofilia, i diametri risultano pari a 0,37 m.

Per quanto riguarda il microfiltro, si considera come dimensione caratteristica la superficie filtrante, che da letteratura si assume pari a $100 m^2$ (MAHLE Industry-MVDCD).

L'ultimo dimensionamento riguarda il reattore di precipitazione della struvite, come dimensione caratteristica si considera il volume del reattore. Per procedere con il dimensionamento si stima la portata massica totale che entra nel reattore. La formula è la seguente:

$$\dot{m}_{\text{inprec}} = \dot{m}_{\text{outmic}} + \dot{m}_{\text{inprec}}^{\text{NaOH}} + \dot{m}_{\text{inprec}}^{\text{MgSO}_4} + \dot{m}_{\text{inprec}}^{\text{H}_3\text{PO}_4} + \dot{m}_{\text{inprec}}^{\text{acq}} \quad (5.19)$$

Per via della grande quantità di digestato e di acqua che accompagna i vari agenti chimici alimentati al precipitatore, si osserva come vi sia una grande massa d'acqua agente nel precipitatore, di conseguenza è possibile considerare una densità media complessiva simile a quella dell'acqua.

Alla luce di ciò, la portata volumica alimentata al reattore è:

$$\dot{V}_{inprec} = \dot{m}_{inprec}$$

Si ipotizza un tempo di permanenza nel reattore di 7 h, che determina un volume del reattore calcolabile come:

$$V_{prec} = \dot{V}_{inprec} \cdot \tau_{prec} = 22,51 \text{ m}^3 \quad (5.20)$$

Ma per donare maggiore flessibilità al sistema è bene sovradimensionare il volume come già fatto per altre apparecchiature dell'impianto.

$$V_{preceff} = V_{prec} \cdot 1,2 \quad (5.21)$$

Attraverso questo procedimento si ottengono i volumi dei precipitatori per i tre regimi termici considerati, ovvero $27,01 \text{ m}^3$ in psicrofilia, $26,76 \text{ m}^3$ per la mesofilia e $26,44 \text{ m}^3$ per la termofila.

Dopo aver stimato il C_p^0 per ogni apparecchiatura, il passaggio successivo è stimare un indice di costo che consideri una dipendenza dal materiale utilizzato e dalla pressione operativa, questo indice è il "Bare Module Cost" C_{bm} . Vi sono diversi modi per passare dal C_p^0 al C_{bm} (R. Turton et al, 2018). Per alcune apparecchiature, come scambiatori di calore, vessels, torri e pompe, occorre applicare la seguente formula (R. Turton et al, 2018) :

$$C_{bm} = C_p^0 \cdot F_{bm} = C_p^0 \cdot (B_1 + B_2 \cdot F_m \cdot F_p) \quad (5.22)$$

Il "Pressure Factor" F_p esprime la dipendenza del costo dell'apparecchiatura dalla pressione operativa, in generale maggiore è la pressione operativa maggiore è il costo, a motivo del maggior fabbisogno di materiale per resistere a pressioni maggiori (R. Turton et al, 2018). Il "Material Factor" F_m esprime la dipendenza del costo dell'apparecchiatura dal materiale adottato. B_1 e B_2 sono due costanti che presentano valori specifici per ogni apparecchiatura. I valori di questi fattori sono stati ricavati dal manuale "Analysis, Synthesis, and Design of Chemical processes" (R. Turton et al, 2018).

Per altre apparecchiature si usa invece direttamente la formula (R. Turton et al, 2018):

$$C_{bm} = C_p^0 \cdot F_{bm} \quad (5.23)$$

F_{bm} è un fattore che combina insieme gli effetti del materiale scelto e della pressione operativa sul costo, i valori sono ricavati da grafici o tabelle presenti sul manuale di riferimento (R.Turton et al, 2018).

Il manuale considerato presenta dati relativi al 2001. Tuttavia, nel corso degli anni il costo capitale delle apparecchiature muta con continuità. Nel presente lavoro, si è deciso di scalare i costi al 2020, in quanto, come noto, dal 2001 in poi sono avvenuti eventi geo-politici che hanno causato una brusca inflazione.

Quindi considerando un CEPCI al 2020 di 596,2 e un CEPCI al 2001 di 397, è possibile con una semplice proporzione riscalfare i costi al 2020:

$$C_{bm2020} : CEPCI_{2020} = C_{bm2001} : CEPCI_{2001} \quad (5.24)$$

Quindi il C_{bm2020} si ottiene calcolando:

$$C_{bm2020} = \frac{CEPCI_{2020} \cdot C_{bm2001}}{CEPCI_{2001}} \quad (5.25)$$

Inoltre, secondo il manuale di riferimento, si ottiene il costo capitale finale moltiplicando ancora per un fattore moltiplicativo pari ad 1,18 (R.Turton et al, 2018). Quindi il C_{bmeff} per ogni apparecchiatura è:

$$C_{bmeff} = CAPEX_{1app} = C_{bm2020} \cdot 1,18 \quad (5.26)$$

Il costo capitale totale per ogni sezione d'impianto si calcola sommando i C_{bmeff} di ogni apparecchiatura.

Successivamente si stimano i costi per lo start-up. Nella tabella seguente sono elencati dei costi per unità di massa o di volume da cui si possono derivare i costi capitali di start-up.

Tabella 5.2 Costi per unità di massa o di volume delle materie prime.

	VALORE	U.M	FONTE
Ammoniaca	1500	\$/t	Hydronews
Acqua	4,57	\$/t	Richard et al.
Carbone attivo	3,26	€/kg	Brands et al
MDEA	2,9	€/kg	M.Fadda et al.
Acqua (sol Amminica)	4,57	\$/t	Richard et al.
Zeolite (PSA)	2100	€/t	Brands et al.
Azoto (pirolizzatore)	0,091	€/m ³	Puritygas
Zeolite (prod. struvite)	2100	€/t	Brands et al.

Occorre moltiplicare ogni singolo costo su unità di massa o su unità di volume indicato nella tabella per la portata di materiale utilizzata il primo giorno per lo start-up.

Ad esempio, per l'impianto frigorifero necessario alla deumidificazione, si alimenta ammoniacca il primo giorno e nel corso della vita dell'impianto verrà ricircolata continuamente percorrendo le fasi del ciclo frigo.

Si calcola quindi il costo di start-up con la seguente formula:

$$Costo_{suammfrigo} = Costo_{specamm} \cdot m_{NH_3frigo} = 1500 \frac{\$}{t} \cdot 1,08 t = 1632,46 \$ = 1,44 k€ \quad (5.27)$$

Si eseguono gli stessi calcoli per le altre portate di start-up precedentemente elencate.

5.1.2 Stima costi operativi

I costi operativi si riferiscono a tutte le voci di costo relative all'esercizio dell'impianto, come costi delle utilities che giornalmente vengono utilizzate, costo delle materie prime che giornalmente alimentano i processi, i costi di manutenzione, nonché i costi per il personale che opera nell'impianto.

Si comincia stimando per ogni unità, il numero di operatori. Per gli step del processo con un elevato grado di automazione non si considerano operatori presenti o se ne considerano in numero limitato, per gli step per cui non è possibile una completa automazione, in cui tipicamente si separano o si trasportano solidi, si considera un numero maggiore di operai. La seguente tabella mostra il numero di operatori al giorno per ogni step di processo.

Tabella 5.3 Numero di operatori che coprono i tre turni lavorativi ogni giorno.

	PSI	MESO	TERMO
STOC	3	3	3
PRETRAT	3	3	3
DIG	3	0	0
DEUM	0	0	0
DESOLF	0	0	0
TRATT.AMM	0	0	0
PSA	0	0	0
DISIDR(COMP)	0	0	0
COMP	3	3	3
DISIDR(PIRO)	0	0	0
ESSIC(PIRO)	0	0	0
PIRO	3	3	3
CENTR(STR)	0	0	0
ZEO(STR)	0	0	0
STRUVITE	3	3	3

Si considera uno stipendio per ogni operaio di 1600 €/mese (Indeed), quindi occorre moltiplicare questa cifra per il numero di operai al fine di stimare i costi per il personale per le varie unità.

Successivamente si combinano le varie unità di processo in modo da combinare gli scenari impiantistici già definiti precedentemente e sommando il costo per gli operai delle diverse unità si risale al costo per gli operatori complessivo dello scenario.

Il passo successivo è la stima dei costi operativi dovuti alle utilities e alle materie prime ogni giorno alimentate all'impianto.

Nella seguente tabella sono raccolti i costi di utilities e materie prime per unità di massa o di volume.

Tabella 5.4 Costi di utilities e materie prime per unità di massa o volume necessari al calcolo dei costi operativi.

	VALORE	U.M.	FONTE
Acqua	4,57	\$/t	Richard et al.
Carbone attivo	3,26	€/kg	Brands et al
MDEA	2,90	€/kg	M.Fadda et al.
Zeolite	2100	€/t	Brands et al
Azoto	0,091	€/m ³	Puritygas
Energia elettrica	0,156	€/kWh	ProntoBolletta
Steam for boiler	2,03	\$/GJ	Richard et al.
MgSO ₄	480	\$/t	Imarc
NaOH	0,27	€/kg	Demichelis et al.
H ₃ PO ₄	700	\$/t	Thunder Said Energy
NaCl	121,09	\$/t	Business AnalytiQ
Calore di stripping	2,78	\$/GJ	Richard et al.
Vapore essiccatore	2,78	\$/GJ	Richard et al.
Raffreddamento	8,49	\$/GJ	Richard et al.
Calore pirolizzatore	3,16	\$/GJ	Richard et al.

Attraverso la progettazione effettuata al capitolo 3 e l'inventario eseguito al capitolo 4, si conoscono le utilities e materie prime alimentate giornalmente al processo. Si stimano i costi operativi moltiplicando tali quantità conosciute con i dati presenti nella tabella. Segue un esempio, che funge come modello per ricavare il costo operativo per qualsiasi utilities o materia prima. Si stima con la seguente formula il costo operativo della zeolite di make-up alimentata all'unità PSA:

$$OPEX_{zeoPSA} = m_{zeolPSA} \cdot OPEX_{speczeo} = 1,18 \frac{t}{d} \cdot 2100 \frac{\text{€}}{t} = 2475,57 \frac{\text{€}}{d} = 854,07 \frac{k\text{€}}{y} \quad (5.28)$$

Si può applicare lo stesso metodo per stimare il costo operativo di ogni utility e materia prima alimentata al processo.

Rientrano tra i costi operativi anche i costi di smaltimento. Sono raccolti nella seguente tabella i costi di smaltimento per unità di massa o per unità di volume.

Tabella 5.5 Costi di smaltimento per unità di massa necessari al calcolo dei costi operativi.

	VALORE	U.M.	FONTE
Acqua di scarto (STR)	535	€/t	Tariffario rifiuti speciali, 2024
Sostanza sospesa (STR)	177	€/t	Gara fanghi 2020
Bio-olio	181,90	€/t	Tariffario rifiuti speciali, 2024
Zeolite	535	€/t	Tariffario rifiuti speciali, 2024
Carbone attivo	535	€/t	Tariffario rifiuti speciali, 2024
Acqua condensata	96	€/t	190603 Cgs Salerno Srl, Tariffe 2024
Metalli e inerti	410	€/t	Allegato 1 CER e tariffe-Marina difesa
Acqua di scarto (COMP)	30	€/t	Agno Chiampo Ambiente

Anche in questo caso per stimare il costo operativo di smaltimento occorre moltiplicare i dati presenti nella tabella per la portata da smaltire, calcolata nel capitolo 3 e raccolta in inventario. A titolo d'esempio si riporta il calcolo del costo operativo di smaltimento del bio-olio di pirolisi:

$$OPEX_{bioolio} = OPEX_{cpecbioolio} \cdot m_{bioolio} = 181,90 \frac{\text{€}}{t} \cdot 3,27 \frac{t}{d} = 205,40 \frac{k\text{€}}{d} \quad (5.29)$$

Questa formula costituisce il modello seguito per il calcolo di tutti gli altri costi operativi di smaltimento.

La seguente tabella mostra come ricavare per ogni unità di processo il totale dei costi operativi (R. Turton et al, 2018)

Tabella 5.6 Formule per il calcolo di ogni categoria di costi operativi e del totale dei costi operativi.

CATEGORIA	FORMULA
Direct Manufacturing Costs	
Raw materials	C_{rm}
Waste treatment	C_{wt}
Utilities	C_{ut}
Operating labor	C_{ol}
Direct supervisory and clerical labor	$0,18 \cdot C_{ol}$
Maintenance and repairs	$0,06 \cdot C_{bmeff}$
Operating supplies	$0,009 \cdot C_{bmeff}$
Laboratory charges	$0,15 \cdot C_{ol}$
Patents and royalties	$0,03 \cdot COM$
Direct Manufacturing Costs	$C_{rm} + C_{wt} + C_{ut} + 1,33 \cdot C_{ut} + 0,03 \cdot COM + 0,069 \cdot C_{bmeff}$

Fixed Manufacturing Costs	
Depreciation	$0,1 \cdot C_{bmeff}$
Local taxes and insurance	$0,032 \cdot C_{bmeff}$
Plant overhead costs	$0,708 \cdot C_{ol} + 0,036 \cdot C_{bmeff}$
Fixed manufacturing costs	$0,708 \cdot C_{ol} + 0,068 \cdot C_{bmeff} + 0,1 \cdot C_{bmeff}$
General manufacturing expenses	
Administration costs	$0,177 \cdot C_{ol} + 0,009 \cdot C_{bmeff}$
Distribution and selling costs	$0,11 \cdot COM$
Research and development	$0,05 \cdot COM$
General manufacturing expenses	$0,177 \cdot C_{ol} + 0,009 \cdot C_{bmeff} + 0,16 \cdot COM$
Total Costs	Direct manufacturing costs + Fixed manufacturing costs + General manufacturing expenses

Nella tabella C_{ut} corrisponde al costo totale delle utilities, C_{rm} al costo totale delle materie prime, C_{wt} al costo totale per lo smaltimento, C_{ol} al costo totale per pagare gli operai, C_{bmeff} al costo capitale totale ammortizzato a 5 anni per un'intera unità d'impianto, COM al costo per i brevetti e i diritti di autore delle tecnologie.

Il contributo COM si calcola con la seguente formula (R. Turton et al, 2019):

$$COM = 0,280 \cdot C_{bmeff} + 2,73 \cdot C_{ol} + 1,23 \cdot (C_{ut} + C_{wt} + C_{rm}) \quad (5.30)$$

5.1.3 Stima dei guadagni

I guadagni dell'impianto sono relativi alla vendita di energia termica ed elettrica vendute rispettivamente alla rete di teleriscaldamento e alla rete elettrica, di biocarburante e di prodotti derivanti dalla linea di valorizzazione dei digestati.

La seguente tabella mostra il prezzo per unità di massa a cui sono venduti i prodotti del processo.

Tabella 5.7 Prezzi di vendita per unità di massa o di energia dei prodotti dell'impianto al fine del calcolo dei guadagni.

	VALORE	U.M.	FONTE
Biometano	3,38	€/kg	Ecomotori, 2022
Compost	8,75	€/t	CIC
Biochar	639,25	\$/t	Brands et al.
Struvite	0,25	€/kg	Nutriman
Energia elettrica	0,1375	€/kWh	GSE-All.1 Cacer
Energia termica	0,09125	€/kWh	A2A

I guadagni si stimano moltiplicando i dati contenuti nella tabella per i quantitativi giornalieri prodotti. A titolo di esempio, si considera la stima del guadagno dovuto alla produzione e vendita del Biochar. Si opera con la seguente formula:

$$G_{biochar} = G_{specbiochar} \cdot m_{biochar} = 639,25 \frac{\$}{t} \cdot 3,60 \frac{t}{d} = 2301,51 \frac{\$}{d} = 698,74 \frac{k\text{€}}{d} \quad (5.31)$$

Si utilizza la medesima formula per stimare i guadagni degli altri prodotti sopracitati.

5.1.4 Net Present Value e Payback Period

Una volta stimati i costi capitali, operativi e i guadagni dell'impianto si stimano i due indicatori di sostenibilità economica Net Present Value e Payback Period. Il NPV indica l'utile che l'impianto sta producendo, se maggiore di 0 dimostra un utile prodotto dall'impianto. Il PP, invece, indica la possibilità di coprire l'investimento fatto inizialmente, entro i 20 anni di vita utile dell'impianto. Se $NPV > 0$ k€ e $PP > 20$ anni, si considera lo scenario sostenibile economicamente.

Al fine di calcolare il Net Present Value, innanzitutto, occorre calcolare il flusso di cassa netto per ogni anno.

Per i primi 5 anni, in cui occorre ancora sostenere i costi capitali, il flusso di cassa netto è:

$$FCO_t = G_t - OPEX_t - CAPEXAMM_T \quad (5.32)$$

Dal sesto in poi, essendo stati coperti i costi capitali, diventa:

$$FCO_t = G_t - OPEX_t \quad (5.33)$$

A questo punto è possibile stimare il NPV, considerando un tasso di sconto WACC del 5% (HEADVISOR):

$$NPV = \sum_{t=1y}^{20y} \frac{FCO_t}{(1 + WACC)^t} \quad (5.33)$$

Il tasso di sconto WACC permette di tenere conto della variazione del valore del denaro nel tempo e del livello di rischio associato al progetto, ad un progetto più rischioso corrisponde un WACC più elevato.

Per stimare il Payback Period, occorre calcolare il VAN (HEADVISOR):

Il VAN si calcola annualmente con la seguente formula:

$$VAN = -CAPEX + \sum_{t=1}^{N y} \frac{FCO_t}{(1 + WACC)^t} \quad (5.34)$$

Se il VAN diventa positivo ad un N-esimo anno compreso nei 20 anni di vita utile dell'impianto e il NPV calcolato dalla (5.33) è positivo, è verificata la sostenibilità economica del progetto.

5.2 Risultati dell'analisi economica

Applicando il metodo discusso nella sezione (5.1), si stimano le voci di costo per ogni singolo step e successivamente si esegue la somma dei risultati di tutti gli step al fine di calcolare le voci di costo sull'intero scenario. Come voci di costo si considerano, come precedentemente descritto, costi capitali, costi capitali ammortizzati a 5 anni, costi operativi e guadagni.

La seguente tabella riporta le voci di costo per i vari scenari considerati, per il regime psicrofilo

Tabella 5.8 CAPEX, OPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni scenario con digestione psicrofila.

PSI	CAPEX (k€)	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUADAGNI (k€/y)
MDEA+COMP	16685,47	3337,09	3542,60	2471,73
PSA+COMP	10076,05	2015,21	4425,77	2441,39
MDEA+PIRO	15283,19	3056,64	2717,61	3133,98
PSA+PIRO	8673,78	1734,76	3600,78	3103,64
MDEA+STR	14375,53	2875,11	23983,97	2653,36
PSA+STR	7766,12	1553,23	24867,14	2623,02
CHP	5608,95	1121,79	1994,97	287,41

La seguente tabella riporta le voci di costo per i vari scenari considerati, per il regime mesofilo

Tabella 5.9 CAPEX, OPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni scenario di digestione mesofila.

MESO	CAPEX (k€)	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUADAGNI (k€/y)
MDEA+COMP	16239,05	3247,81	3362,25	3608,63
PSA+COMP	8463,16	1692,63	4092,77	3563,97
MDEA+PIRO	14748,84	2949,77	2536,64	4264,84
PSA+PIRO	6972,95	1394,59	3267,17	4220,18
MDEA+STR	13931,41	2786,28	23619,20	3788,61
PSA+STR	6155,53	1231,11	24349,73	3743,95
CHP	2982,66	596,53	977,57	581,45

La seguente tabella riporta le voci di costo per i vari scenari considerati, per il regime termofilo.

Tabella 5.10 CAPEX, OPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni scenario di digestione termofila.

TERMO	CAPEX (k€)	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUADAGNI (k€/y)
MDEA+COMP	15679,71	3135,94	3343,66	4938,10
PSA+COMP	7898,74	1579,75	4032,76	4876,67
MDEA+PIRO	14452,70	2890,54	2539,99	5587,42
PSA+PIRO	6671,73	1334,35	3229,18	5525,99
MDEA+STR	13640,08	2728,02	23582,21	5117,02
PSA+STR	5859,11	1171,82	24271,30	5055,59
CHP	2624,32	524,86	812,76	900,65

Trattando i costi raccolti nelle tabelle (5.8, 5.9, 5.10) con il procedimento descritto nella sezione (5.1.4), si ottengono Net Present Value e Payback Period.

La tabella (5.11) raccolgono i valori di questi due indicatori per i diversi scenari considerati, nel caso di digestione psicrofila.

Tabella 5.11 Net Present Value e Payback Period per I diversi scenari con digestione psicrofila.

PSI	NPV (k€)	PAYBACK PERIOD (y)
MDEA+COMP	-403,60	> 20y
PSA+COMP	-747,89	> 20y
MDEA+PIRO	156,93	>20y
PSA+PIRO	-187,37	>20y
MDEA+STR	-8039,28	>20y
PSA+STR	-8383,57	> 20y
CHP	-643,56	> 20y

La tabella (5.12) raccoglie i valori dei due indicatori per i diversi scenari considerati, nel caso di digestione mesofila.

Tabella 5.12 Net Present Value e Payback Period per I diversi scenari con digestione mesofila.

PSI	NPV (k€)	PAYBACK PERIOD (y)
MDEA+COMP	92,86	>20y
PSA+COMP	-199,30	>20y
MDEA+PIRO	651,34	>20y
PSA+PIRO	359,18	>20y
MDEA+STR	-7473,94	>20y
PSA+STR	-7766,10	>20y
CHP	-149,29	>20y

La tabella (5.13) riporta i valori dei due indicatori per i diversi scenari considerati, nel caso di digestione termofila.

Tabella 5.13 Net Present Value e Payback Period per I diversi scenari con digestione termofila.

PSI	NPV (k€)	PAYBACK PERIOD (y)
MDEA+COMP	600,93	>20y
PSA+COMP	318,06	>20y
MDEA+PIRO	1148,54	7
PSA+PIRO	865,64	12
MDEA+STR	-6959,34	>20y
PSA+STR	-7242,20	>20y
CHP	33,13	>20y

Si considera un tempo utile di vita dell'impianto di 20 y, in queste tabelle è espresso il Net Present Value al 20°anno. Il Net Present Value è un indice riferito al singolo anno considerato, quindi, per analizzare in modo più consistente la sostenibilità dell'impianto si utilizza anche il Payback Period. Si osserva che per i casi di psicrofilia e mesofilia, non si ottiene per alcuno scenario un utile nel corso dei 20 anni di vita dell'impianto, invece operando con una digestione termofila, adottando lo scenario "MDEA+PIRO" si ottiene un utile dopo 8 anni e adottando lo scenario "PSA+PIRO" si ottiene un utile dopo 12 anni. Quindi questi due scenari, avendo NPV > 0 k€ e PP < 20 anni, sono sostenibili economicamente.

Un'ulteriore conferma si ha dai grafici (5.1, 5.2 e 5.3), ottenuti stimando il VAN dell'impianto di anno in anno:

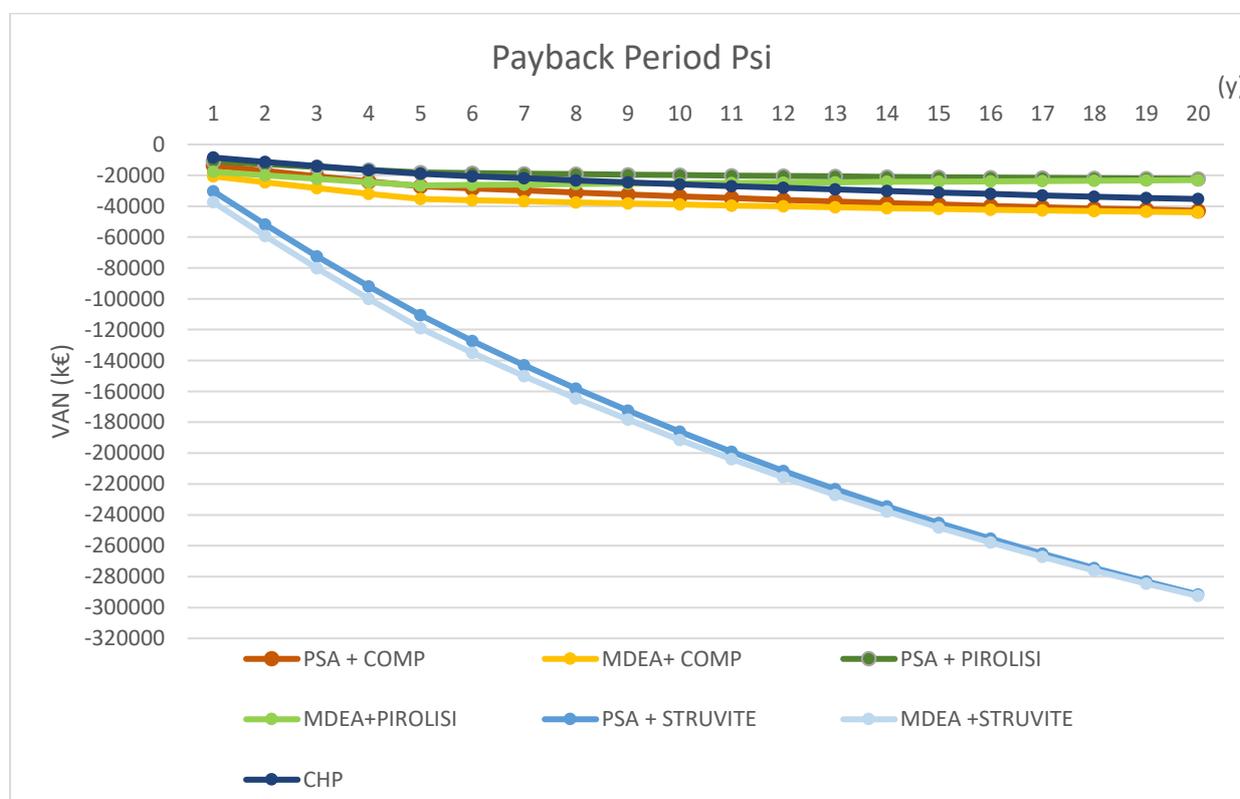


Figura 5.1 Identificazione del Payback Period per i diversi scenari con digestione anaerobica psicrofila.

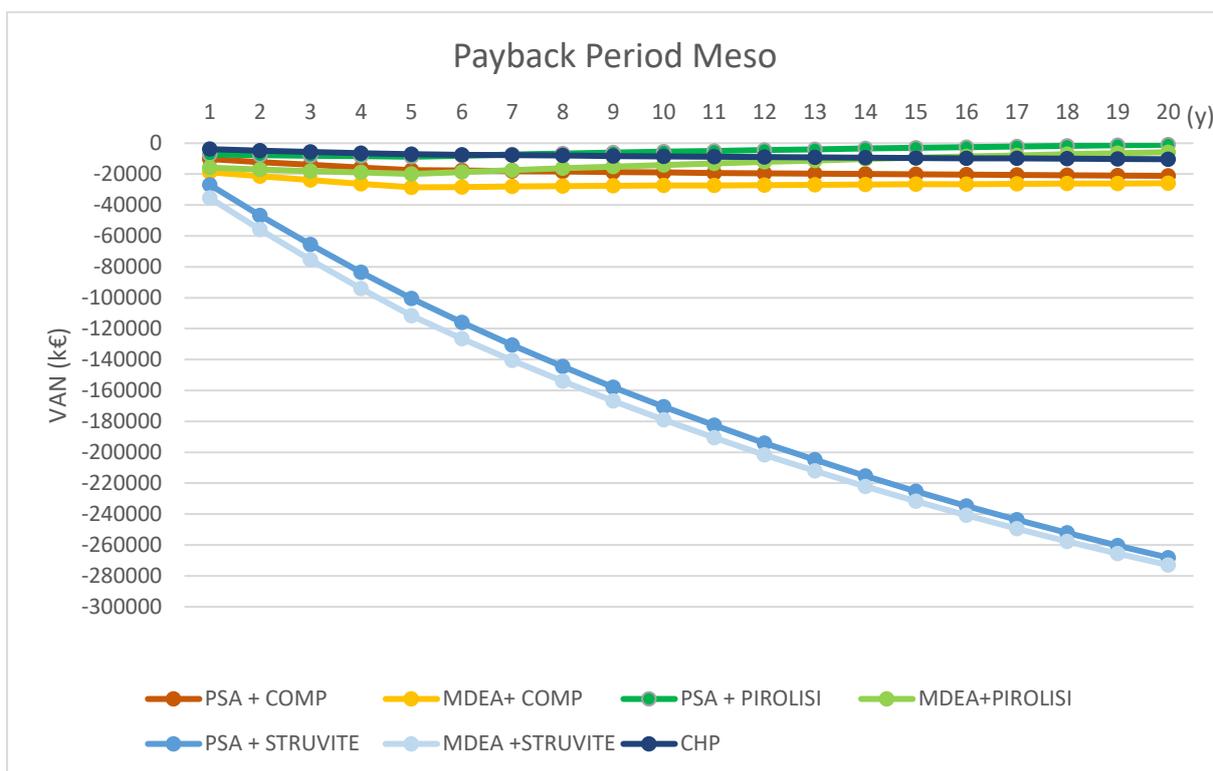


Figura 5.2 Identificazione del Payback Period per i diversi scenari con digestione anaerobica mesofila

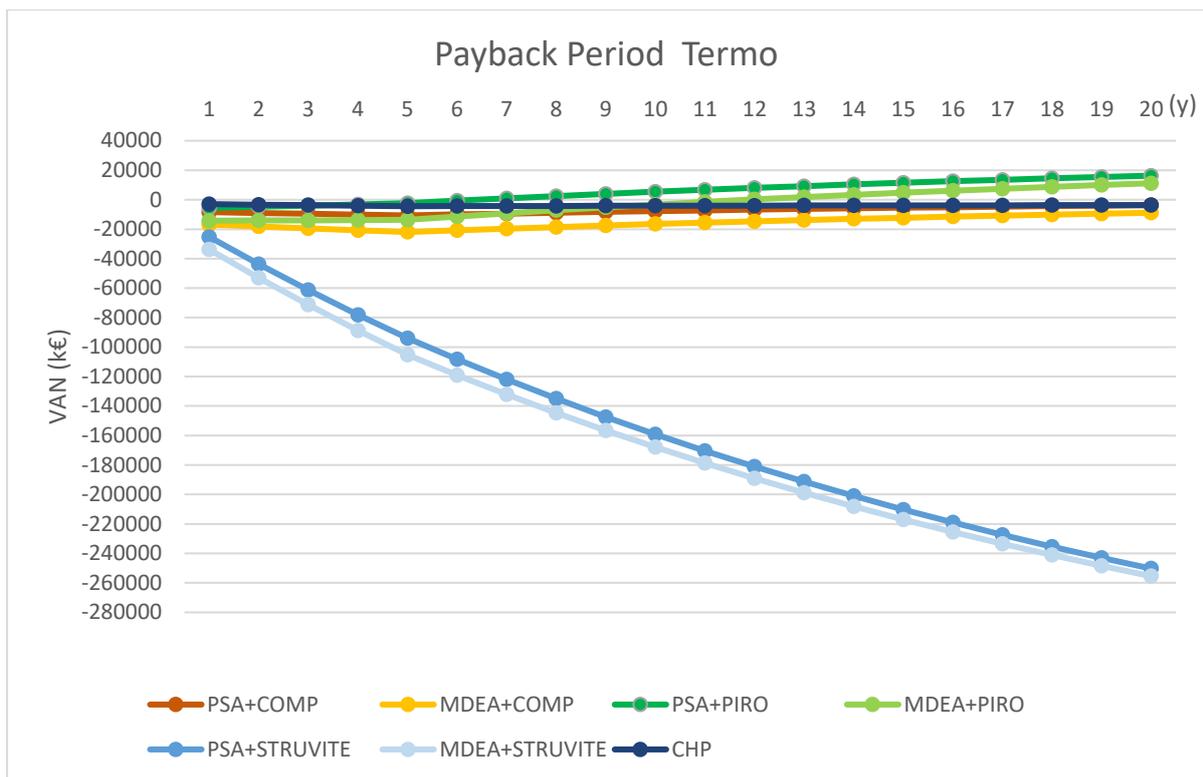


Figura 5.3 Identificazione del Payback Period per i diversi scenari con digestione anaerobica termofila.

Dai grafici, viene confermato come unicamente per gli scenari termofili “PSA+PIRO”(verde scuro) e “MDEA+PIRO” (verde chiaro) si raggiunge un utile durante la vita dell’impianto. Inoltre, è evidente come per gli scenari basati sulla valorizzazione dei digestati con precipitazione della struvite, si osservi una sostenibilità economica molto peggiore rispetto agli altri scenari, indipendentemente dal regime termico.

A questo punto, si stima per ogni unità di processo quanto impatta economicamente il biogas e quanto il digestato, comprendendo anche quale voce di costo risulta preponderante tra costi capitali, operativi e guadagni.

Si analizza il primo scenario, “PSA+COMP” con digestione psicofila.

La tabella (5.14) mostra i costi per le varie unità componenti lo scenario.

Tabella 5.14 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni step dello scenario MDEA + COMP psicofilo

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,34	0
Digestione	810,32	659,54	0
Deumidificazione	30,17	21,11	0
Desolforazione	222,42	139,71	0
Tratt.ammine	1372,01	534	2408,65
Disidratazione	11,64	15,51	0
Compostaggio	622,26	1448,74	63,07
TOT	3337,09	3542,60	2471,73

Dalla tabella (5.14) si nota come lo step maggiormente impattante a livello di costi capitali sia il trattamento con le ammine, costituendo circa il 40% dei costi capitali totali, ciò è causato dalle grandi dimensioni delle colonne di assorbimento e di strippaggio. Molto alto è anche il costo capitale della sezione di digestione, riflesso del fatto che si usano 10 digestori in regime psicrofilo. Per quanto riguarda i costi operativi, l'impatto maggiore si ha per il compostaggio, per via di una percentuale del 41% rispetto al totale. La causa risiede nel gran numero di mezzi utilizzati per trattare o movimentare il digestato e nell'areazione da garantire nelle celle e nell'aia di maturazione. Anche per gli opex, vi è un costo importante alla digestione, in quanto utilizzando 10 digestori occorre fornire energia elettrica a 10 miscelatori e di conseguenza i costi risultano importanti.

Il seguente grafico mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo è indicata percentuale allocata al biogas e quella allocata al digestato.

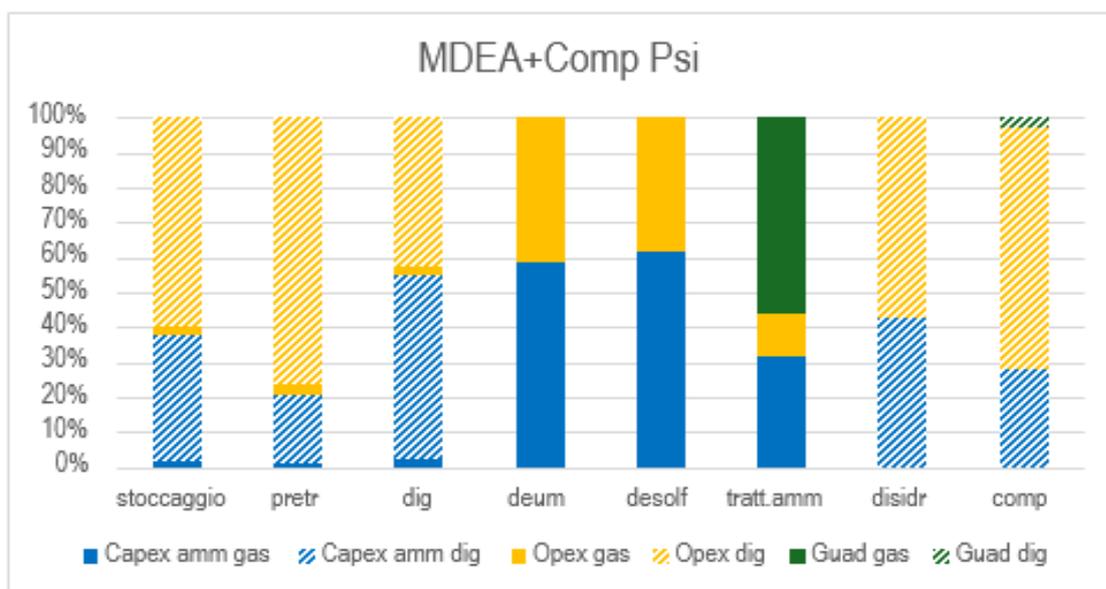


Figura 5.4 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA + COMP con digestione psicrofila.

Si osserva come fino al digestore i costi siano allocati per il 90% sul digestato, in quanto con la digestione si produce più digestato rispetto al biogas. Inoltre, si nota come per la sezione di digestione anaerobica, domini la percentuale dei costi capitali del 55% rispetto a quella dei costi operativi che è ferma al 45%, il motivo è l'alto costo capitale per via del gran numero di digestori utilizzati. Anche per deumidificazione e desolforazione sono preponderanti i capex tramite percentuali che si attestano intorno al 60%, infatti, per la deumidificazione si può osservare come tutta l'ammina e l'acqua utilizzate siano continuamente riciclate e non vi siano costi operativi di make-up. Invece, per gli step di pretrattamenti e compostaggio del digestato si osserva una prevalenza dei costi operativi sui capitali, in particolare sullo step di compostaggio, gli OPEX pesano per circa il 65% su tutte le altre voci di costo e guadagno. Preso singolarmente lo step di assorbimento con ammine ha un profilo economico positivo in quanto è preponderante la percentuale relativa al guadagno del 55%, rispetto a costi capitali e

operativi, al contrario il compostaggio porta ad un guadagno che in peso percentuale è di gran lunga inferiore ai costi.

Relativamente al regime mesofilo, le seguenti sono le voci di costo per ogni unità di processo.

Tabella 5.15 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario MDEA + COMP mesofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,34	0
Digestione	268,50	216,65	0
Deumidificazione	32,84	24,83	0
Desolforazione	434,79	300,41	0
Tratt.ammine	1610,57	640,51	3546,13
Disidratazione	11,64	15,51	0
Compostaggio	621,19	1440,45	62,50
TOT	3247,81	3362,25	3608,63

Anche in questo caso si nota come il trattamento con le ammine sia lo step più impattante a livello di costi capitali, sempre per via delle dimensioni di colonne di assorbimento e di strippaggio. È anche evidente, come rispetto al caso psicrofilo, si ha una diminuzione di capex e opex alla digestione, a motivo del minor numero di digestori utilizzati e di conseguenza del minor fabbisogno elettrico per la miscelazione. I costi operativi risultano ridotti più di 3 volte rispetto al caso di digestione termofila e per i costi capitali si ottiene una riduzione di quasi un fattore 4. Per i costi operativi, lo step più impattante resta il compostaggio per i motivi già descritti nel caso psicrofilo. Una variazione molto importante l'incremento del guadagno legato al biometano, da 2408,65 k€/y a 3546,13 k€/y, per via della maggior portata di biocarburante prodotta.

Il grafico (5.5) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo sono indicate le percentuali allocate al biogas e al digestato.

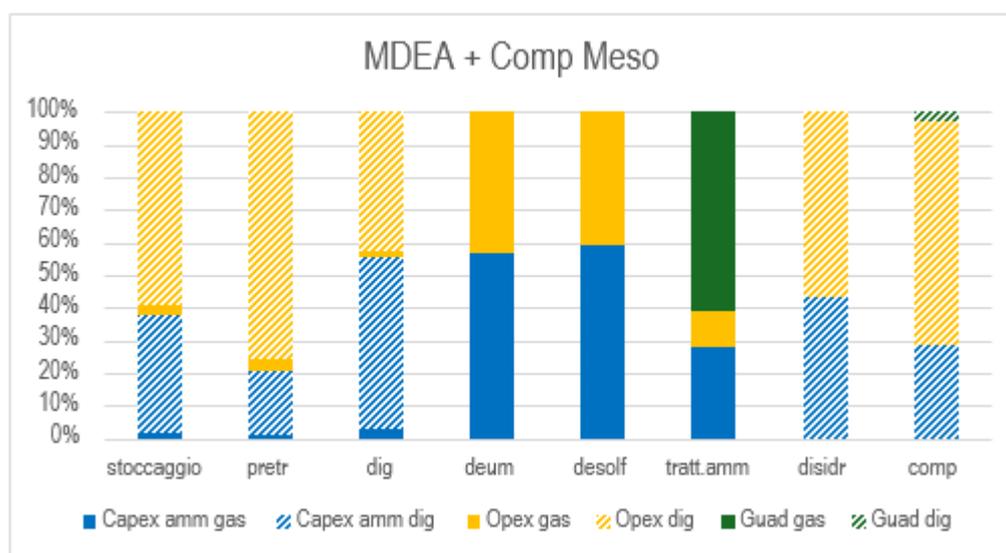


Figura 5.5 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA + COMP con digestione mesofila.

A livello di pesi percentuali il grafico è analogo a quello mostrato per il caso psicrofilo, la differenza più evidente è l'incremento del peso percentuale del guadagno relativo alla produzione di biocarburante nella sezione di trattamento con le ammine. Infatti, rispetto al grafico (5.4), si osserva un incremento della percentuale di guadagno dal 55% al 60%.

Per il regime termofilo sono riportate le voci di costo per ogni unità di processo.

Tabella 5.16 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario MDEA + COMP termofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,34	0
Digestione	175,43	150,76	0
Deumidificazione	36,91	33,20	0
Desolforazione	459,02	321,30	0
Tratt.ammine	1617,90	685,58	4877,52
Disidratazione	11,64	15,26	0
Compostaggio	566,76	1413,57	60,59
TOT	3135,94	3343,66	4938,10

Anche in questo caso lo step più impattante a livello di capex è il trattamento con le ammine, con un impatto economico del 52% circa rispetto al totale. Lo stesso si può affermare per lo step di compostaggio relativamente agli opex, questo step pesa il 42% rispetto al totale.

Il grafico (5.6) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo e per ogni voce di costo è indicato quanto è allocato al biogas e quanto al digestato.

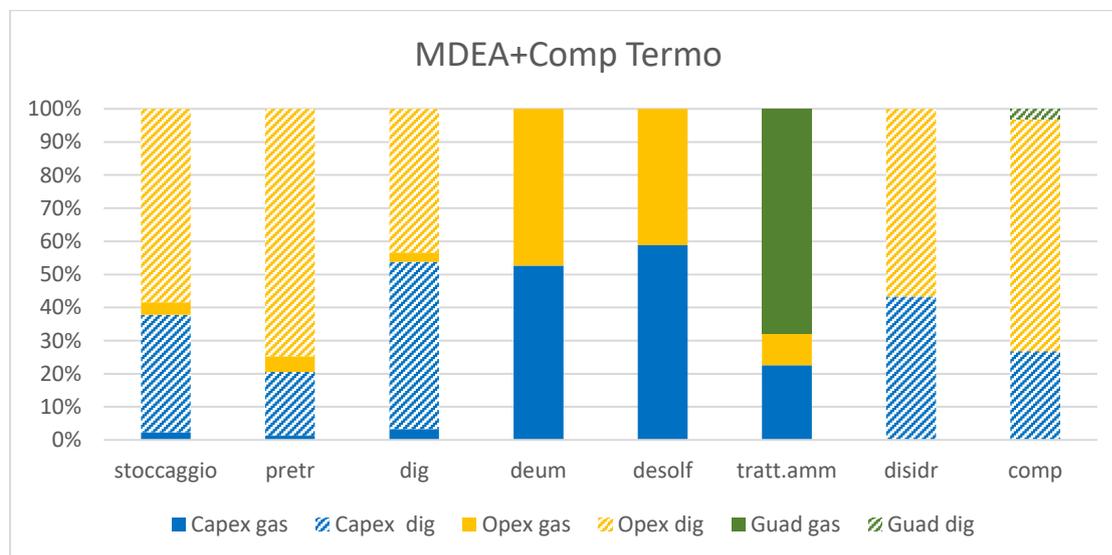


Figura 5.6 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA + COMP con digestione termofilia.

Non vi sono differenze evidenti rispetto ai casi mesofilo e psicrofilo, l'unica variazione importante è l'incremento del peso percentuale del guadagno relativo alla produzione di biometano, infatti, in questo caso la percentuale di guadagno è quasi del 70%.

Si analizza lo scenario “PSA+COMP”, iniziando dal caso psicofilo.

Di seguito le voci di costo per ogni unità di processo

Tabella 5.17 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario PSA + COMP psicofilo

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,34	0
Digestione	810,32	659,54	0
Deumidificazione	30,17	21,11	0
Desolforazione	222,42	139,71	0
PSA	50,12	1417,17	2378,32
Disidratazione	11,64	15,51	0
Compostaggio	622,26	1448,74	63,07
TOT	2015,21	4425,77	2441,39

In questo caso si osserva come i costi capitali siano sovrapponibili a quelli osservati nel precedente scenario, ad eccezione dello step di rimozione della CO_2 , in quanto utilizzando la tecnologia PSA si riducono i costi capitali di ben 27 volte per via del non utilizzo di colonne di stripping e delle dimensioni più contenute delle colonne di adsorbimento rispetto a quelle di assorbimento progettate. Al contrario, gli opex riferiti a tale unità aumentano di quasi 3 volte rispetto al caso dell’assorbimento liquido-liquido, per via del costo legato al make-up di zeolite e allo smaltimento della zeolite esausta. Infatti, gli step più impattanti a livello di costi operativi risultano essere compostaggio e unità PSA, mentre per i costi capitali lo step più oneroso, impattante per circa il 40% sul totale, è la digestione, in quanto, vi è grande fabbisogno di energia elettrica in psicofila. Inoltre, il guadagno relativo al biocarburante passa da 2408,65 $\frac{k€}{y}$, ottenuto per lo scenario “MDEA+COMP” psicofilo, a 2378,32 $\frac{k€}{y}$. Infatti, operando con l’adsorbimento PSA si produce una minore portata di biometano.

Il grafico (5.7) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo sono indicate le percentuali allocate al biogas e al digestato.

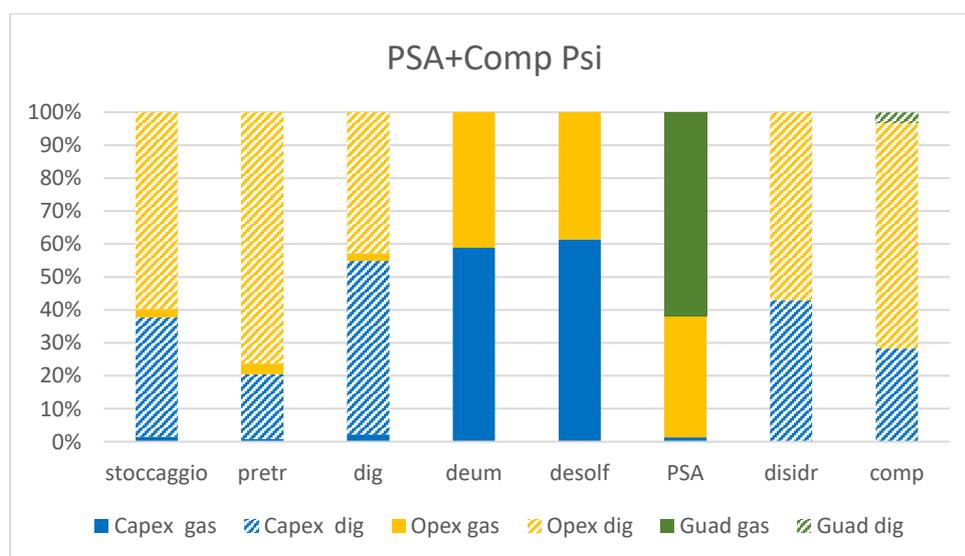


Figura 5.7 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA + COMP con digestione psicofila.

Il grafico (5.7) conferma un incremento del peso percentuale dei costi operativi e il decremento di quelli capitali sull'unità PSA, rispetto al grafico (5.4). Quantitativamente, la percentuale di costi operativi cresce dal 10% dell'unità di assorbimento al 35% circa. La percentuale di costi capitali si riduce dal 30% dell'unità di assorbimento liquido-liquido all' 1-2%.

Si passa al caso mesofilo, di seguito le voci di costo per ogni unità di processo.

Tabella 5.18 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario PSA + COMP mesofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	268,50	216,65	0
Deumidificazione	32,84	24,83	0
Desolfurazione	434,79	300,41	0
PSA	55,40	1371,04	3501,47
Disidratazione	11,64	15,40	0
Compostaggio	621,19	1440,45	62,50
TOT	1651,73	4081,01	3563,97

Rispetto al caso psicrofilo i costi capitali e operativi alla digestione si riducono a motivo del minor numero di digestori utilizzati, analogamente a quanto descritto per lo scenario MDEA+ COMP con digestione psicrofila. Di conseguenza si osserva una riduzione dei costi capitali e operativi complessivi rispetto al caso psicrofilo e gli step più impattanti a livello di capex diventano compostaggio e desolfurazione, la somma di entrambi, infatti, pesa per una percentuale del 62% circa sul totale. Inoltre, è visibile l'incremento del guadagno dovuto alla produzione di biometano da 2378,32 k€/d nel caso di digestione psicrofila a 3501,47 k€/y nel caso di digestione mesofila. Il limite alla sostenibilità economica dello scenario sono gli elevati costi operativi per il compostaggio e per la tecnologia PSA, dovuti all'alto fabbisogno elettrico del compostaggio e agli elevati costi di make-up e smaltimento per la zeolite.

Il grafico (5.8) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo si indicano le percentuali allocate al biogas e al digestato.

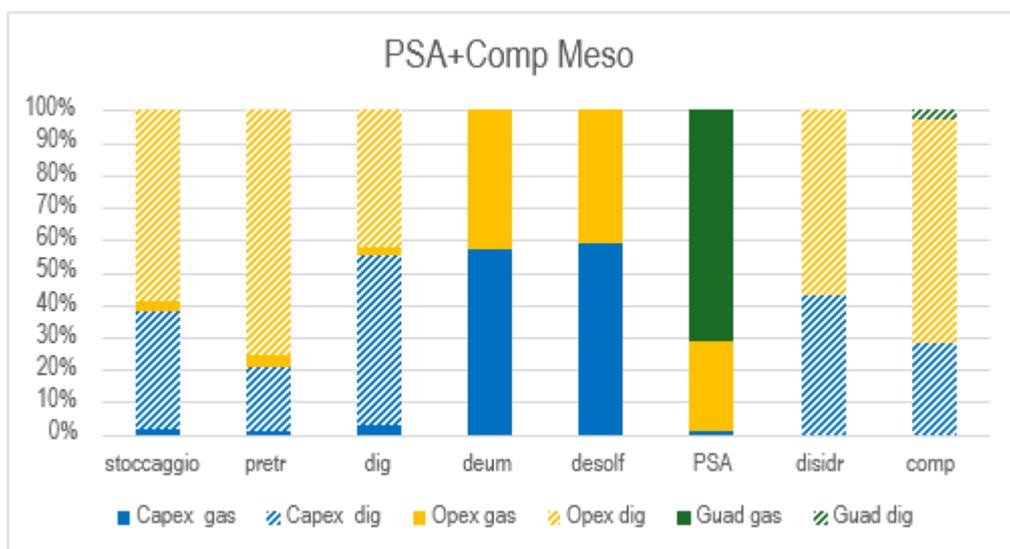


Figura 5.8 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA + COMP con digestione mesofila.

L'unica evidente variazione rispetto al regime psicrofilo è la maggior percentuale del guadagno per la produzione del biometano. Infatti, questa percentuale subisce un incremento rispetto al grafico (5.7) dal 60% al 70%.

Si considera il regime termofilo, di seguito le voci di costo per ogni unità di processo.

Tabella 5.19 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario PSA + COMP termofilo

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	175,43	150,76	0
Deumidificazione	36,91	33,20	0
Desolforazione	459,02	321,30	0
PSA	61,71	1374,68	4816,09
Disidratazione	11,64	15,26	0
Compostaggio	566,76	1413,57	60,59
TOT	1579,75	4032,75	4876,67

Si nota come restano sempre piuttosto bassi, rispetto allo scenario relativo all' assorbimento con le ammine, i costi capitali. Infatti, come è possibile notare anche per i regimi psicrofilo e mesofilo, i costi operativi sono circa 2,5 volte più alti dei costi capitali. Ciò è dovuto al maggior tenore di costi operativi caratterizzante l'unità di adsorbimento PSA rispetto all'assorbimento.

Infatti, gli step di adsorbimento PSA e di compostaggio costituiscono quasi il 70% dei costi operativi totali e sono proprio questi step a limitare la sostenibilità economica dello scenario, nonostante aumenti il guadagno legato alla produzione di biometano rispetto ai regimi di digestione psicofilo e termofilo.

Il grafico (5.9) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo sono indicate le percentuali allocate al biogas e al digestato.

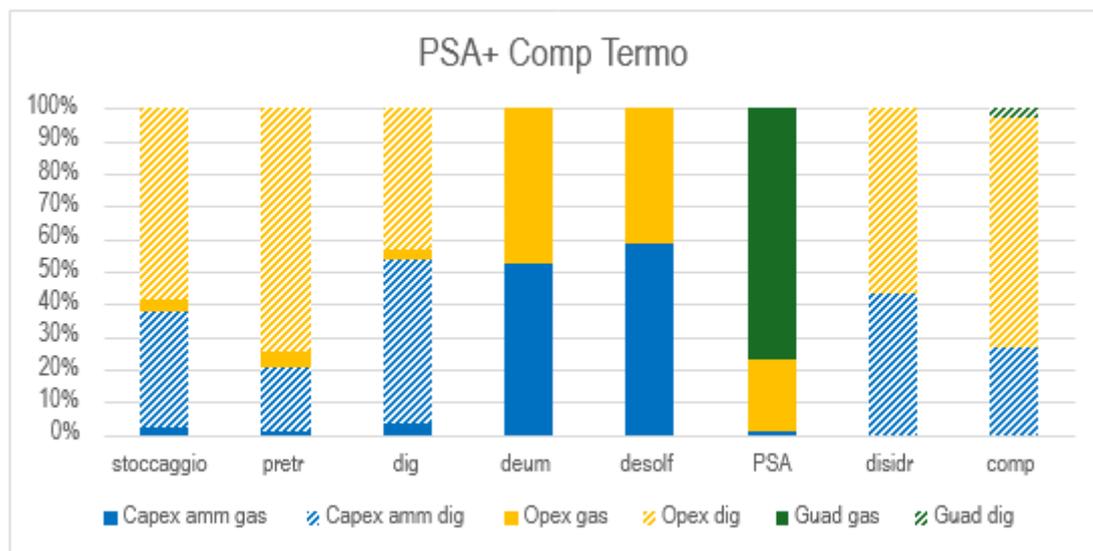


Figura 5.9 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA + COMP con digestione termofila.

La differenza visibile rispetto al regime mesofilo è un ulteriore incremento del guadagno dovuto alla produzione di biometano, in questo caso la percentuale di guadagno raggiunge il 75%.

Si analizza lo scenario “MDEA+PIRO”

Si parte dal caso psicofilo, ecco i costi per i vari step di processo

Tabella 5.20 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario MDEA + PIRO psicofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	810,32	659,54	0
Deumidificazione	30,17	21,11	0
Desolforazione	222,42	139,71	0
Tratt.ammine	1372,01	534	2408,65
Disidratazione	11,64	15,51	0
Essiccamento	86,90	98,10	0
Pirolisi+CHP	254,90	525,65	725,33
TOT	3056,64	2717,61	3133,98

In questo caso i costi capitali, operativi e i guadagni fino allo step di rimozione della CO_2 sono i medesimi della tabella dello scenario MDEA+COMP con digestione psicrofila, le voci di costo variano per la linea di trattamento del digestato, su tale linea, lo step più impattante a livello di costi capitali e operativi è la pirolisi, con contributi più di 5 volte superiori a quello dello step di essiccazione. Infatti, vi è una grossa richiesta energivora al pirolizzatore e il reattore stesso ha grosse dimensioni. Tuttavia, si osserva un elevato guadagno dovuto all'energia prodotta mediante l'alimentazione del gas di pirolisi all'unità CHP. In definitiva si osserva che, per i costi capitali, il collo di bottiglia del processo è costituito da digestione e assorbimento, in quanto la somma dei due step costituisce il 72% del costo capitale totale. Invece, digestione e pirolisi sono gli step più impattanti sul costo operativo totale.

Il grafico (5.10) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo sono indicate le percentuali allocate a biogas e digestato.

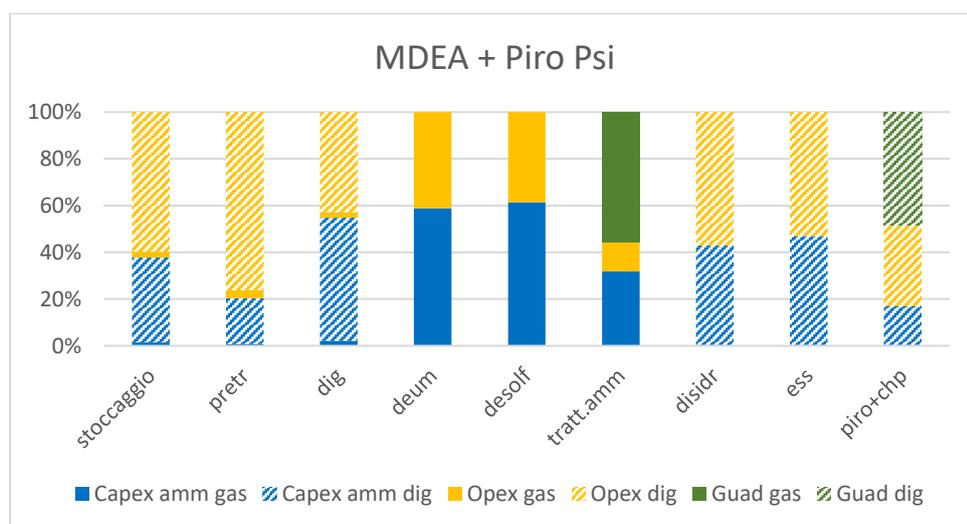


Figura 5.10 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA + PIRO con digestione psicrofila.

La prima parte del grafico (5.10), fino all'unità di disidratazione del digestato, è sovrapponibile al grafico relativo allo scenario MDEA+COMP con digestione psicrofila. Per quanto riguarda l'essiccamento, l'equilibrio tra la percentuale relativa ai capex e quella relativa agli opex è quasi perfetto. È stato già analizzato come la pirolisi sia uno step molto impattante in costi operativi, infatti, la percentuale degli opex è superiore al 40%, preponderante rispetto a quella dei capex, inferiore al 20%. Tuttavia, per lo step di pirolisi-unità CHP, la percentuale maggiore è riferita al guadagno dovuto all'energia netta prodotta grazie alla cogenerazione, ciò dimostra il grande potenziale economico legato all'alimentazione del gas di pirolisi nel cogeneratore, nonostante l'insostenibilità economica dello scenario.

Si passa al regime mesofilo, ecco i costi per i vari step di processo

Tabella 5.21 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario MDEA + PIRO mesofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	268,50	216,65	0
Deumidificazione	32,84	24,83	0

Desolfurazione	434,79	300,41	0
Tratt.ammine	1610,57	640,51	3546,13
Disidratazione	11,64	15,40	0
Essiccamento	86,90	97,44	0
Pirolisi+CHP	236,24	517,40	718,71
TOT	2949,77	2536,64	4264,84

La tabella è sovrapponibile alla relativa per lo scenario MDEA+COMP con digestione mesofila fino allo step di disidratazione del digestato. Dal punto di vista dei capex lo step più impattante è l'assorbimento con l'ammina, il quale impatta per il 55% sul costo capitale totale. A livello di costi operativi, gli step più impattanti sono assorbimento e pirolisi. Inoltre, è evidente la crescita del guadagno dovuto al biometano prodotto, rispetto al regime psicrofilo, infatti, tale guadagno cresce da 2408,65 k€/d a 3546,13 k€/d

Il grafico (5.11) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo sono indicate le percentuali allocate al biogas e al digestato.

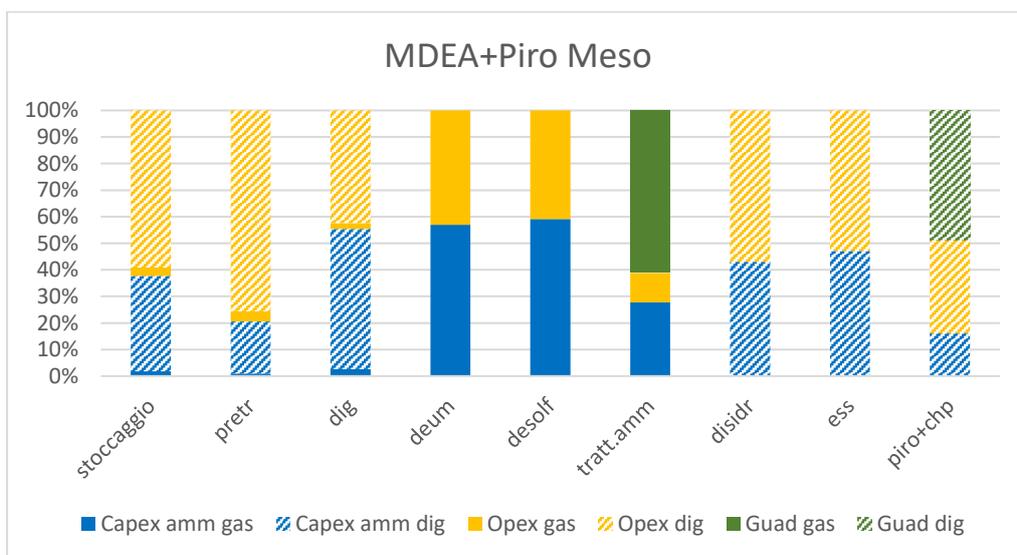


Figura 5.11 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA + PIRO con digestione mesofila.

È evidente la crescita della percentuale relativa al guadagno dovuto alla produzione di biocarburante già descritta per gli scenari MDEA + COMP con digestione psicrofila e MDEA+COMP con digestione mesofila. Anche in questo caso, per lo step molto costoso della pirolisi, la più importante voce di costo è legata ai costi operativi con una percentuale sempre prossima al 40%. Comunque, nello step combinato di pirolisi e cogeneratore, la voce con il peso percentuale maggiore è quella di guadagno, ciò dimostra il buon potenziale economica dello step combinato pirolisi-cogeneratore e come gli step più limitanti rispetto alla sostenibilità ambientale dello scenario siano altri.

Di seguito i costi per i vari step di processo per il regime termofilo.

Tabella 5.22 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario MDEA + PIRO termofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	175,43	150,76	0
Deumidificazione	36,91	33,20	0
Desolforazione	459,02	321,30	0
Tratt.ammine	1617,90	685,58	4877,52
Disidratazione	11,64	15,26	0
Essiccamento	86,90	96,56	0
Pirolisi + CHP	234,46	513,33	709,90
TOT	2890,54	2539,99	5587,42

La parte iniziale della tabella, fino alla disidratazione del digestato, è del tutto sovrapponibile a quella relativa allo scenario MDEA+COMP con digestione termofila. Ricordiamo che questo scenario risulta sostenibile economicamente, con un Payback Period al 13°anno. La sostenibilità economica dello scenario è determinata dal maggior guadagno dovuto al biometano, rispetto ai casi di psicrofilia e mesofilia. Inoltre, perché questo scenario è sostenibile economicamente e invece “MDEA+COMP” con digestione termofila no? La differenza risiede nella possibilità di trattare il gas prodotto durante la pirolisi in un’unità di cogenerazione, producendo energia elettrica e termica. In questo modo, oltre alla vendita del biochar, l’energia elettrica prodotta può coprire le spese elettriche all’essiccatore e per l’alimentazione del pirolizzatore, inoltre, il surplus rimanente può essere alimentato alla rete elettrica. Anche il calore prodotto può essere fonte di guadagno, in quanto può coprire le spese termiche all’essiccatore e l’eventuale surplus può essere venduto alla rete di teleriscaldamento. Inoltre, il biochar prodotto può essere venduto ad un prezzo di vendita più elevato rispetto al compost.

Il grafico (5.12) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo sono indicate le percentuali allocate al biogas e al digestato.

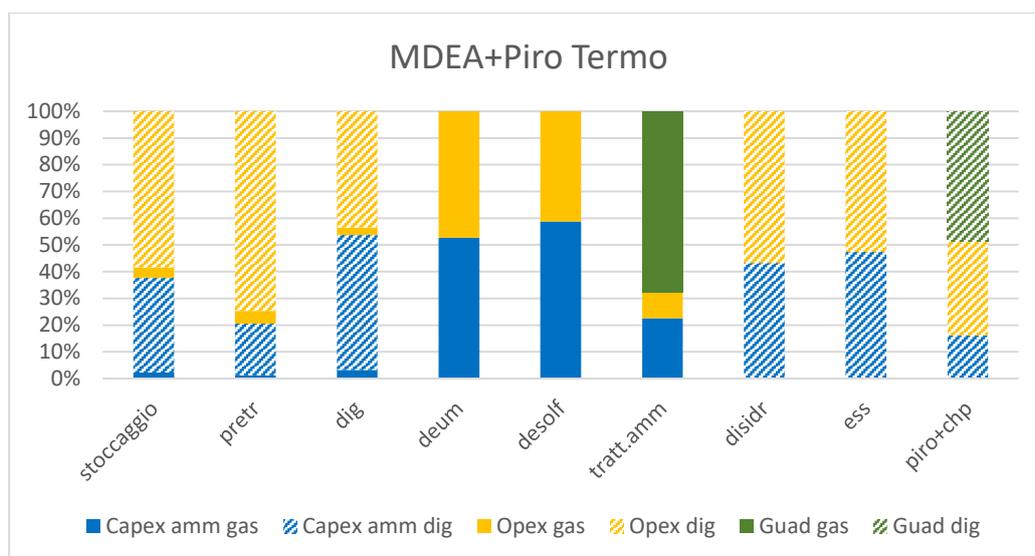


Figura 5.12 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA + PIRO con digestione termofila

Anche il grafico in questione testimonia un incremento della percentuale relativa al guadagno legato al biocarburante prodotto rispetto al caso di digestione mesofila, questa percentuale subisce un incremento dal 60% a circa il 70%. Anche in questo caso, dal grafico è evidente come la percentuale maggiore per lo step combinato pirolisi-CHP, sia legata al guadagno dovuto alla vendita di biochar, energia elettrica e termica, ciò dimostra il buon potenziale economico di quest'unità combinata. Alla luce di questo, per questo scenario, a differenza di quello basato su assorbimento e compostaggio, è sufficiente massimizzare il biometano prodotto lavorando con una digestione mesofila al fine di garantire la sostenibilità economica.

Si passa allo scenario "PSA+PIRO"

Si analizza la digestione psicrofila, i seguenti sono i costi per le varie unità di processo.

Tabella 5.23 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario PSA + PIRO psicrofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	810,32	659,54	0
Deumidificazione	30,17	21,11	0
Desolforazione	222,42	139,71	0

PSA	50,12	1417,17	2378,32
Disidratazione	11,64	15,51	0
Essiccamento	86,90	98,10	0
Pirolisi + CHP	254,90	525,65	725,33
TOT	1734,76	3600,78	3103,64

Si può notare come questa tabella sia sovrapponibile a quella relativa allo scenario MDEA+PIRO con digestione psicrofila, ad eccezion fatta per i costi relativi dall'unità PSA, in quanto vi è una netta diminuzione dei costi capitali ed un incremento dei costi operativi, variazione già discussa quando è stato considerato lo scenario PSA+COMP. A livello di costi capitali, l'unità più impattante è la digestione, infatti si utilizzano 10 digestori. Nello scenario MDEA+PIRO con digestione psicrofila, i costi capitali per l'assorbimento della CO_2 costituivano la voce più impattante, utilizzando l'unità PSA sono nettamente diminuiti. L'unità di adsorbimento PSA è lo step più impattante a livello di costi operativi a motivo degli ingenti costi di smaltimento e make-up della zeolite.

Il grafico mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo sono indicate le percentuali di allocazione al biogas e al digestato.

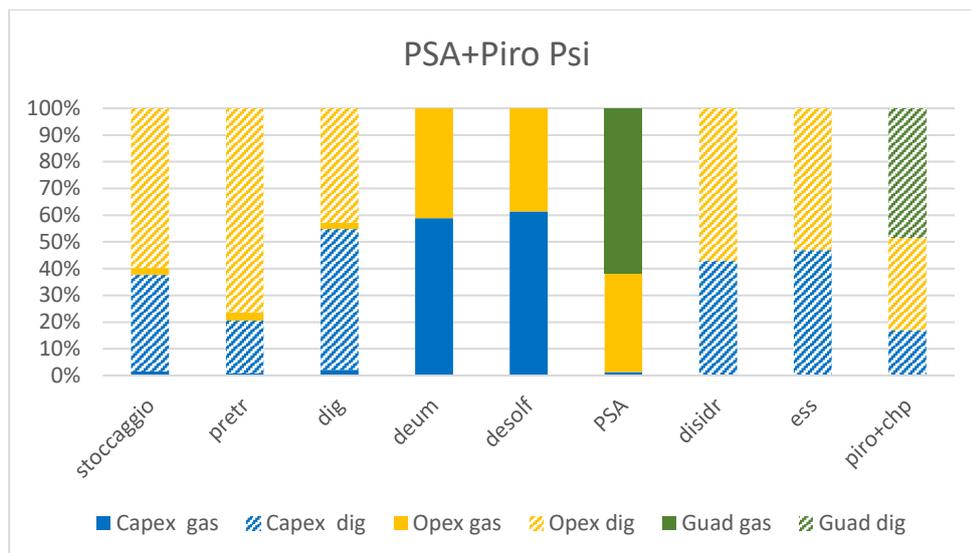


Figura 5.13 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA + PIRO con digestione psicofila.

Il grafico (5.13) è identico a quello relativo allo scenario MDEA+PIRO con digestione psicofila, ad eccezione dell'unità di rimozione della CO_2 , per quest'unità si ottengono le medesime percentuali d'impatto ottenute per gli scenari basati su tecnologia PSA con digestione psicofila. È opportuno evidenziare nuovamente che il peso percentuale maggiore sui costi all'unità PSA, con una percentuale intorno al 40% è determinato dai costi operativi, superando la percentuale relativa ai costi capitali circa dell'1-2%, infatti, gli opex insieme ai costi capitali e operativi della digestione, costituiscono la barriera alla sostenibilità economica dello scenario.

Sono riportati i costi per le varie unità costituenti il processo, nel caso mesofilo

Tabella 5.24 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario PSA + PIRO mesofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	268,50	216,65	0
Deumidificazione	32,84	24,83	0
Desolforazione	434,79	300,41	0
PSA	55,40	1371,04	3501,47
Disidratazione	11,64	15,40	0
Essiccamento	86,90	97,44	0
Pirolisi + CHP	236,24	517,40	718,71
TOT	1394,59	3267,17	4220,18

I risultati della tabella (5.24) sono sovrapponibili alla tabella relativa allo scenario MDEA+PIRO con digestione termofila, ad eccezione dei costi all'unità di assorbimento della CO_2 , si nota infatti come vi sia una diminuzione dei costi capitali ed un incremento dei costi operativi rispetto a quest'unità. Inoltre, rispetto al caso psicofilo, in questo caso la digestione

implica minori costi sia capitali che operativi, con riduzioni d'impatto già discusse nel confronto tra gli scenari MDEA+COMP con digestione psicrofila e PSA+COMP con digestione mesofila. Infatti, a differenza dello scenario PSA+PIRO con digestione psicrofila, il digestore non è più lo step più dispendioso a livello di costi capitali, in questo caso è diventato la desolfurazione, ma comunque con un valore di capex più contenuto, di soli 434,79 k€/y, rispetto ai 810,32k€/y attribuibili al digestore nel caso psicrofilo. A livello di costi operativi l'unità più costosa è l'unità di adsorbimento, con un costo più che raddoppiato rispetto alla seconda unità più costosa, gli opex dell'adsorbimento dovuti al make-up e allo smaltimento della zeolite, costituiscono la maggiore barriera alla sostenibilità economica dello scenario.

Il grafico (5.14) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo si indicano le percentuali di allocazione al biogas e al digestato.

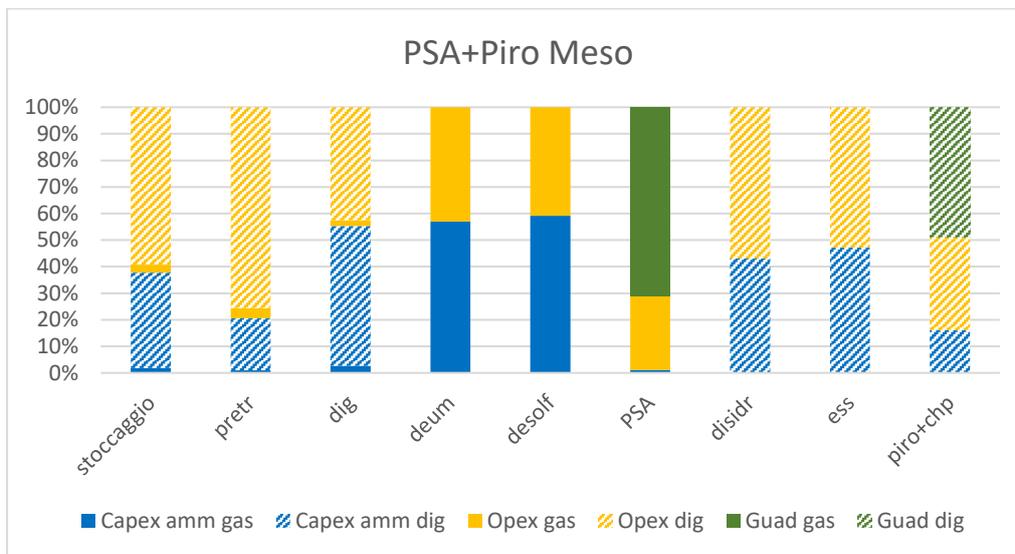


Figura 5.14 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA + PIRO con digestione mesofila.

Il grafico è del tutto sovrapponibile al grafico riguardante lo scenario "MDEA+PIRO" con digestione mesofila, ad eccezione dell'unità di rimozione della CO₂. Per quest'unità si fa riferimento alle osservazioni sulle percentuali di costo esposte nel caso degli altri scenari comprensivi di adsorbimento PSA. È comunque interessante evidenziare nuovamente la preponderanza dei costi operativi rispetto ai capitali per l'unità PSA e l'incremento dal 60 al 70% della percentuale di guadagno legata al biometano venduto, incrementando la temperatura della digestione passando da un regime psicrofilo a mesofilo.

Si analizza il regime termofilo, nella tabella (5.25) sono riportati i costi per le varie unità di processo

Tabella 5.25 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario PSA + PIRO termofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	175,43	150,76	0
Deumidificazione	36,91	33,20	0
Desolforazione	459,02	321,30	0
PSA	61,71	1374,68	4816,09
Disidratazione	11,64	15,26	0
Essiccamento	86,90	96,56	0
Pirolisi + CHP	234,46	513,33	709,90
TOT	1334,35	3229,18	5525,99

La tabella (5.25) è del tutto sovrapponibile con la corrispettiva riferita allo scenario “MDEA+PIRO” con digestione termofila, ad eccezione dello step di rimozione di CO_2 , in quanto utilizzando un’unità PSA, vi è una diminuzione dei costi capitali ed un incremento degli operativi. Lo step più costoso, in quanto a costi capitali, è la desolforazione, mantenendo comunque un valore di 459,02 k€/y confrontabile con quello relativo al caso mesofilo di 434,79 k€/y . Per quanto riguarda gli opex, lo step più costoso è l’unità PSA. Inoltre, rispetto al mesofilo al termofilo aumenta la produzione di biocarburante e conseguentemente vi è un incremento del guadagno relativo al biometano venduto, da 3501,47 k€/y per il biometano mesofilo a 4816,09 k€/y per il biometano termofilo. Questo incremento nel guadagno permette di superare la barriera alla sostenibilità economica posta dai costi operativi all’unità PSA, infatti, questo scenario termofilo presenta un Payback Period di 8 anni. Inoltre, questo scenario risulta sostenibile rispetto allo scenario PSA + COMP con digestione termofila, in quanto oil gas di pirolisi è inviato ad un’unità CHP e quindi si ottengono energia termica ed elettrica oltre che biochar. Considerando gli unici due scenari sostenibili economicamente, lo scenario in questione, “PSA+PIRO” con digestione termofila, ha un Payback Period inferiore e un NPV superiore rispetto allo scenario “MDEA+PIRO” con digestione termofila, ciò avviene perché, utilizzando un’unità PSA rispetto all’assorbimento con ammina, aumentano gli opex e diminuiscono i capex, tuttavia, gli opex raddoppiano solamente mentre i capex diminuiscono di circa 26 volte.

Il grafico (5.15) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo sono indicate le percentuali allocate al biogas e al digestato.

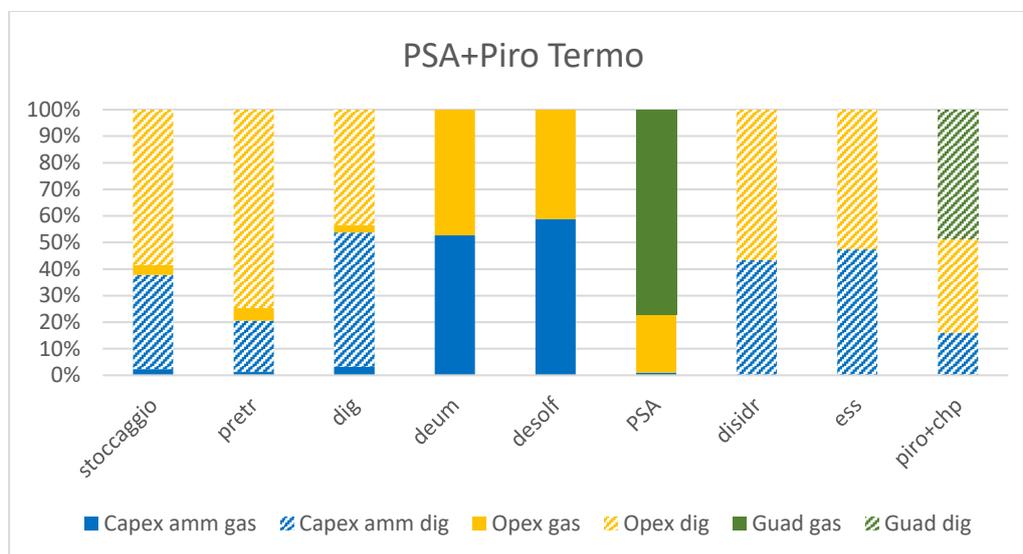


Figura 5.15 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA + PIRO con digestione termofila.

Le percentuali di costo sono analoghe al grafico MDEA + PIRO con digestione termofila, ad eccezione dello step di rimozione della CO_2 . L'aspetto più interessante da evidenziare è l'incremento, rispetto al caso mesofilo, del peso percentuale riferito al guadagno proveniente dalla vendita del biometano, dà una percentuale del 70% ad una del 75%. Questo incremento, come già è stato anticipato, è fondamentale per superare la barriera alla sostenibilità economica posta in primis dai costi operativi dell'unità PSA.

Si passa allo scenario MDEA+STRUVITE.

Si inizia con il regime psicrofilo, nella tabella (5.26) vi sono i costi delle varie unità di processo.

Tabella 5.26 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario MDEA + STRUVITE psicrofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	810,32	659,54	0
Deumidificazione	30,17	21,11	0
Desolforazione	222,42	139,71	0
Tratt.ammine	1372,01	534,00	2408,65
Disidratazione	5,11	36,53	0
Zeolite	39,30	3890,33	0
Micro + Prec	127,51	17978,77	244,71
TOT	2875,11	23983,97	2653,36

Per la parte della tabella relativa alla digestione e trattamento del biogas si estendono le considerazioni esposte per gli scenari basati su digestione psicrofila e assorbimento con le ammine. Com'era già stato anticipato precedentemente, gli scenari comprendenti una conversione dei digestati tramite precipitazione struvitica sono notevolmente costosi a livello di costi operativi. Ciò deriva da elevati costi legati allo smaltimento della zeolite esausta e al make-up di zeolite, ma soprattutto legati ai costi di smaltimento dell'acqua di scarto e del digestato non precipitato uscenti dal precipitatore. Infatti, il trattamento del digestato liquido tramite colonna zeolitica è il secondo step più impattante a livello di costi operativi e la combinazione di microfiltro e precipitato pesa per il 75% sul costo operativo complessivo.

Il grafico (5.16) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo è indicato quanto è allocato al biogas e quanto al digestato.

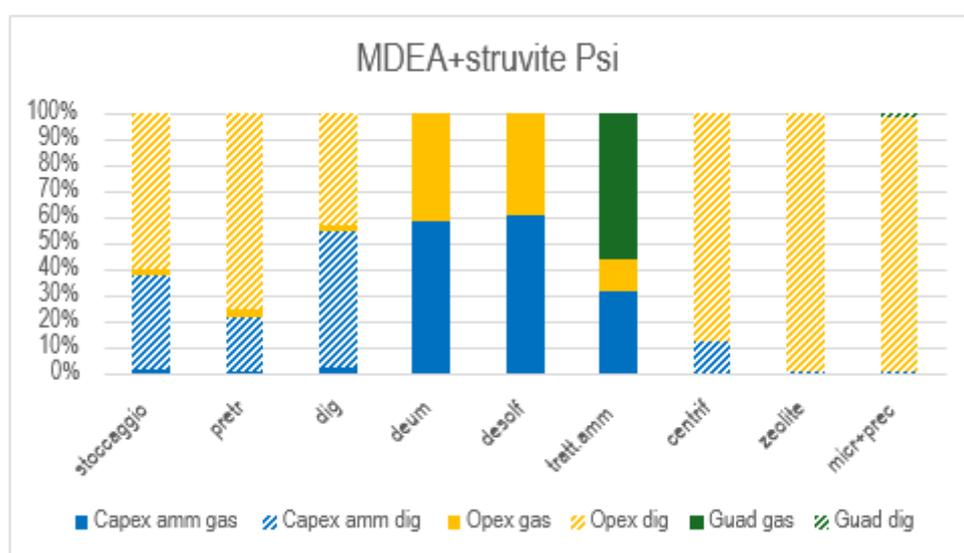


Figura 5.16 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA + STRUVITE con digestione psicrofila.

Il grafico testimonia quanto esposto precedentemente, in quanto l'impatto maggiore dell'insieme microfiltro + precipitatore è riferito ai costi operativi con una percentuale superiore al 95%, la stessa considerazione vale per lo step di trattamento del digestato liquido con zeolite. Inoltre, è interessante evidenziare come la percentuale del guadagno dovuto alla struvite venduta sia esigua rispetto alla percentuale dei costi operativi al complesso microfiltro-precipitatore.

Si passa al caso mesofilo, nella seguente tabella si riportano i costi per le varie unità di processo.

Tabella 5.27 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario MDEA + STRUVITE mesofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	268,50	216,65	0
Deumidificazione	32,84	24,83	0
Desolforazione	434,79	300,41	0
Tratt.ammine	1610,57	640,51	3546,13
Disidratazione	5,10	32,20	0
Zeolite	38,99	3856,95	0
Micro + Prec	127,23	17823,66	242,47
TOT	2786,28	23619,20	3788,61

Si nota, come sempre avviene per il passaggio da psicrofilia a mesofilia, un incremento nel guadagno derivante dalla vendita del biometano. Inoltre, degno di nota è il guadagno relativo alla vendita della struvite più che dimezzato rispetto al guadagno derivante dall'unità combinata pirolisi-CHP, infatti, il prezzo di vendita della struvite è molto più basso rispetto al prezzo del biochar e inoltre la produzione di struvite non è accompagnata dalla produzione di energia termica ed elettrica come invece avviene nel caso della pirolisi abbinata ad un cogeneratore.

Il grafico (5.17) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo sono indicate le percentuali allocate al biogas e al digestato.

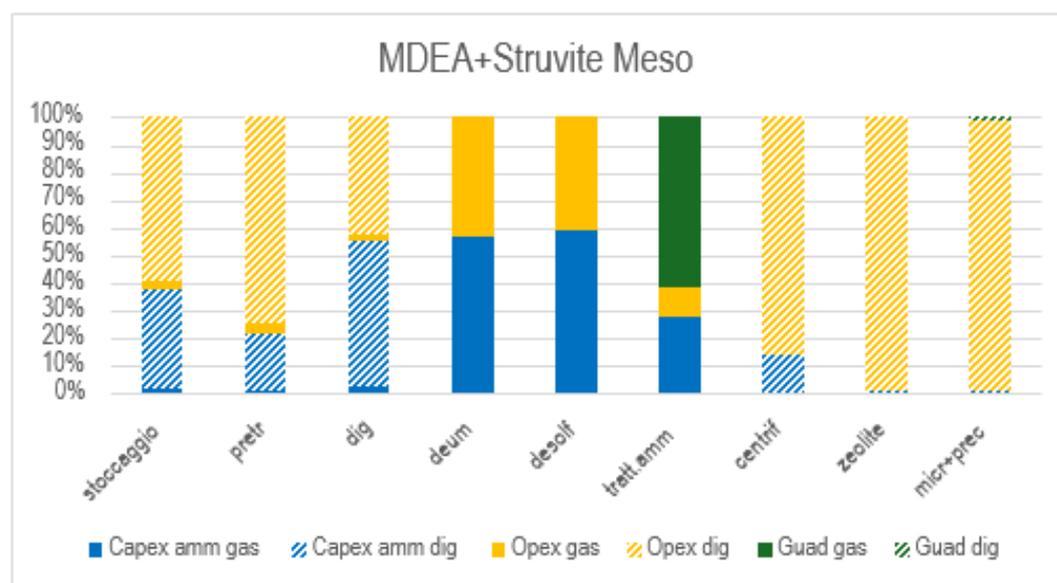


Figura 5.17 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA + STRUVITE con digestione mesofila.

Le percentuali di costo sono analoghe a quelle commentate per il caso psicrofilo, degno di nota è l'incremento della percentuale relativa al biometano venduto, incrementando la temperatura

della digestione, quest'incremento percentuale è già stato valutato quantitativamente per altri scenari considerati.

Si passa al regime termofilo, nella tabella (5.28) vi sono i costi delle varie unità di processo.

Tabella 5.28 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario MDEA + STRUVITE termofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	175,43	150,76	0
Deumidificazione	36,91	33,20	0
Desolforazione	459,02	321,30	0
Tratt.ammine	1617,90	685,58	4877,52
Disidratazione	5,09	35,78	0
Zeolite	38,53	3809,77	0
Micro + Prec	126,86	17821,82	239,50
TOT	2728,02	23582,21	5117,02

La parte della tabella relativa alla digestione anaerobica e all'upgrading è del tutto sovrapponibile agli impatti degli altri scenari considerati basati su digestione termofila e tecnologia di assorbimento con ammine. Le più grandi barriere alla sostenibilità del processo sono i costi operativi alla colonna zeolitica e al precipitatore, nonché il piccolo guadagno derivante dalla struvite. Anche in questo caso passando dal caso mesofilo al termofilo, vi è un incremento del guadagno relativo alla produzione di biometano, ma non sufficiente a superare la barriera alla sostenibilità economica dovuta agli alti costi operativi degli step di trattamento del digestato.

Il grafico (5.18) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo sono indicate le percentuali allocate al biogas e al digestato.

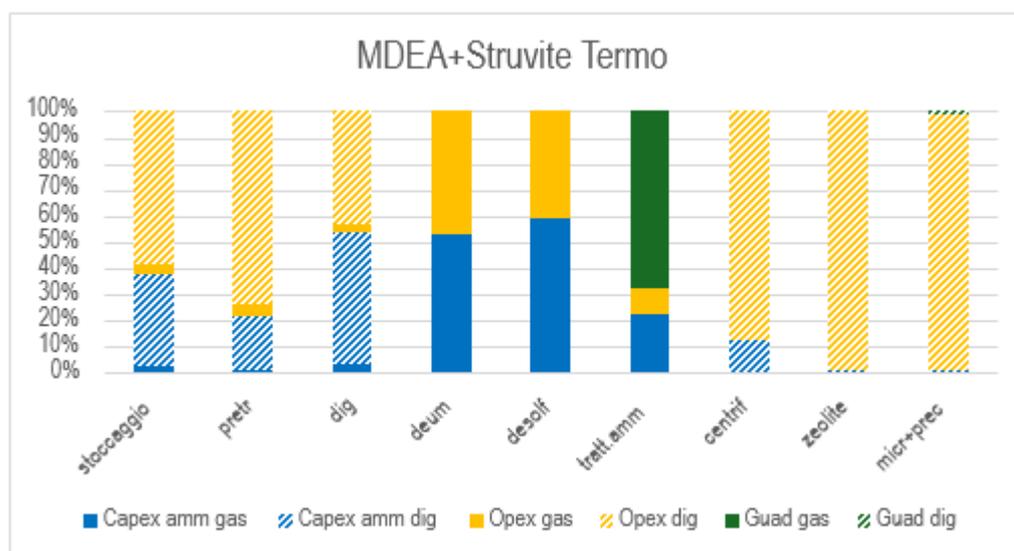


Figura 5.18 Ripartizione delle diverse voci di costo per lo scenario MDEA + STRUVITE con digestione termofila.

Il grafico (5.18) dimostra l'incremento rispetto al caso mesofilo della percentuale riferita al guadagno per il biometano venduto. Questo incremento è già stato valutato quantitativamente attraverso il commento ad altri scenari basati sull'assorbimento con soluzione amminica. Sul resto del grafico si estendono le osservazioni valide per i regimi mesofilo e psicrofilo.

Si analizza lo scenario "PSA+STRUVITE".

La tabella (5.29) esprime i costi per le varie unità di processo, per il regime psicrofilo.

Tabella 5.29 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario PSA + STRUVITE psicrofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	810,32	659,54	0
Deumidificazione	30,17	21,11	0
Desolforazione	222,42	139,71	0
PSA	50,12	1417,17	2378,32
Disidratazione	5,11	36,53	0
Zeolite	39,30	3890,33	0
Micro + Prec	127,51	17978,77	244,71
TOT	1553,23	24867,14	2623,02

Per gli step di digestione e upgrading si estendono le considerazioni valide per altri scenari basati su digestione psicrofila e adsorbimento PSA. Invece, per il trattamento del digestato, gli impatti sono i medesimi del precedente scenario MDEA+STRUVITE con digestione psicrofila. Infatti, è visibile anche in questo caso, come la colonna zeolitica e soprattutto il complesso microfiltro-precipitatore, siano gli step portatori dei maggiori costi operativi, rendendo economicamente insostenibile lo scenario.

Il grafico (5.19) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo si indicano le percentuali allocate al biogas e al digestato.

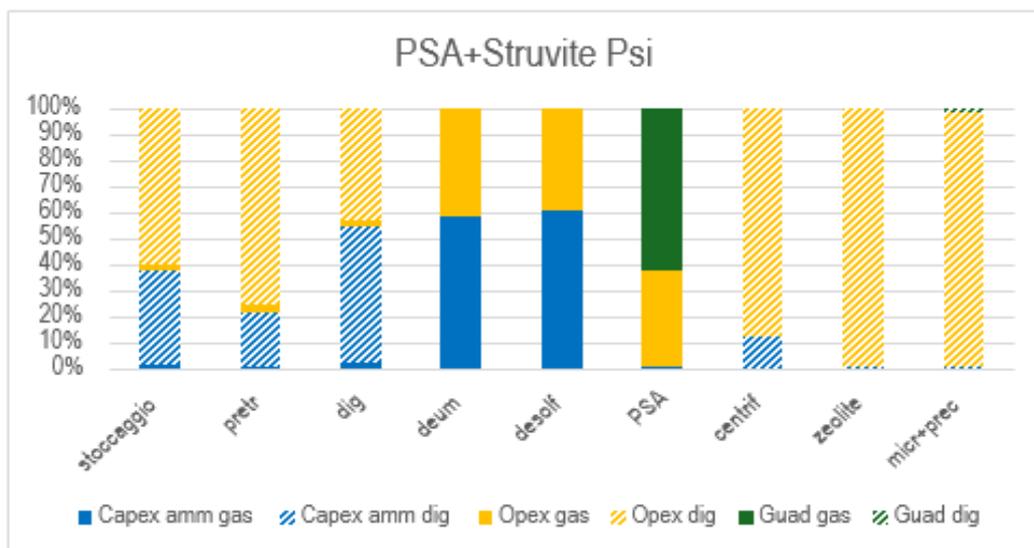


Figura 5.19 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA + STRUVITE con digestione psicrofila.

Per gli step di valorizzazione dei digestati si estendono le medesime osservazioni espresse per lo scenario MDEA+STRUVITE con digestione psicrofila. Così come, per gli step di digestione e trattamento del biogas, si estendono le osservazioni valide per altri scenari basati su una digestione psicrofila e tecnologia PSA.

Ponendo l'attenzione sul caso mesofilo, nella tabella (5.30) vi sono i costi delle varie unità di processo.

Tabella 5.30 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario PSA + STRUVITE mesofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	268,50	216,65	0
Deumidificazione	32,84	24,83	0
Desolforazione	434,79	300,41	0
PSA	55,40	1371,04	3501,47
Disidratazione	5,10	32,20	0
Zeolite	38,98	3856,95	0
Micro + Prec	127,23	17823,66	242,47
TOT	1231,11	24349,73	3743,95

Per quanto riguarda digestione e upgrading gli impatti sono sovrapponibili a quelli relativi ad altri scenari basati su digestione mesofila e tecnologia PSA. Gli step della linea di trattamento

del digestato presentano i medesimi impatti dello scenario MDEA+ STRUVITE con digestione mesofila.

Il grafico (5.20) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo sono indicate le percentuali di allocazione al biogas e al digestato.

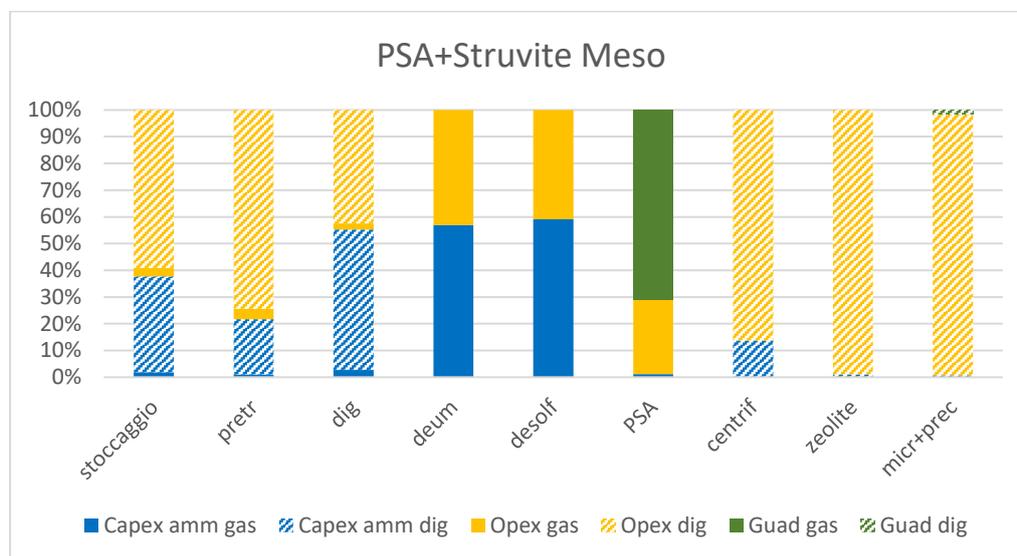


Figura 5.20 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario PSA + STRUVITE con digestione mesofila.

Si estendono le osservazioni espone per il regime psicrofilo, con l'eccezione dell'incremento della percentuale di guadagno relativa al biometano prodotto, dal 60% per digestione psicrofila, al 70% per digestione mesofila.

Si passa al regime termofilo, la tabella (5.31) riporta i costi per i vari step di processo.

Tabella 5.31 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario PSA + STRUVITE termofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	519,35	0
Digestione	175,43	150,76	0
Deumidificazione	36,91	33,20	0
Desolforazione	459,02	321,30	0
PSA	61,70	1374,68	4816,09
Disidratazione	5,09	35,78	0
Zeolite	38,53	3809,77	0
Micro + Prec	126,86	17821,82	239,50
TOT	1171,82	24271,30	5055,59

Gli impatti relative alla digestione e agli step di upgrading sono identici a quelli degli altri scenari costituiti da digestione termofila e unità PSA. Per quanto riguarda il trattamento del

digestato gli impatti sono identici a quelli dello scenario MDEA+STRUVITE con digestione termofila. Inoltre, è opportuno osservare come non si abbiano grandi variazioni negli impatti legati alla linea di trattamento del digestato, incrementando la temperatura della digestione.

Il seguente grafico mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo, per ogni voce di costo sono indicate le percentuali allocate al biogas e al digestato.

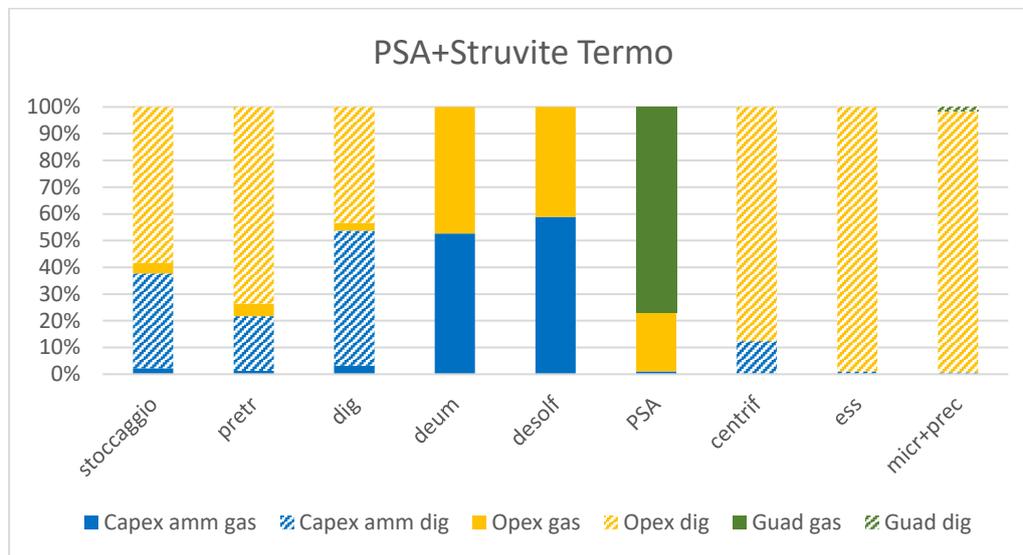


Figura 5.21 Ripartizione percentuali delle diverse voci di costo per lo scenario PSA + STRUVITE con digestione termofila.

Si estendono le osservazioni espone per gli altri regimi di digestione, ad eccezione dell'incremento della percentuale di guadagno relativa alla produzione di biocarburante, per una digestione termofila la percentuale arriva al 75%.

In conclusione, si considera lo scenario basato sull'alimentazione del biogas uscente dal digestore direttamente in un'unità di cogenerazione. Si identifica per semplicità questo scenario con il nome "CHP + DIG".

Si considera il regime psicrofilo, la tabella (5.32) mostra i costi per le varie unità di processo.

Tabella 5.32 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario CHP + DIG psicrofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	204,66	0
Pretrattamenti	144	321,64	0
Digestione + Chp	853,51	1468,67	287,41
TOT	1121,79	1994,97	287,41

Dal punto di vista dei costi operativi, è evidente come lo step di digestione-cogenerazione sia il più dispendioso, con un impatto superiore al 70% sul costo operativo complessivo. Infatti, per una digestione psicrofila si usano 10 digestori, il che comporta grossi fabbisogni elettrici

per l'elevato numero di agitatori. Sempre a causa dell'elevato numero di digestori utilizzati, lo step di digestione-cogenerazione è il contributo predominante sul costo capitale complessivo dell'impianto. Inoltre, esaminando questa tabella, è evidente che una causa dell'insostenibilità dello scenario è il basso guadagno derivante dal processo, infatti, a differenza degli scenari basati sull'upgrading, non vi sono ricavi derivanti dalla vendita di biocarburanti.

Il grafico (5.22) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo.

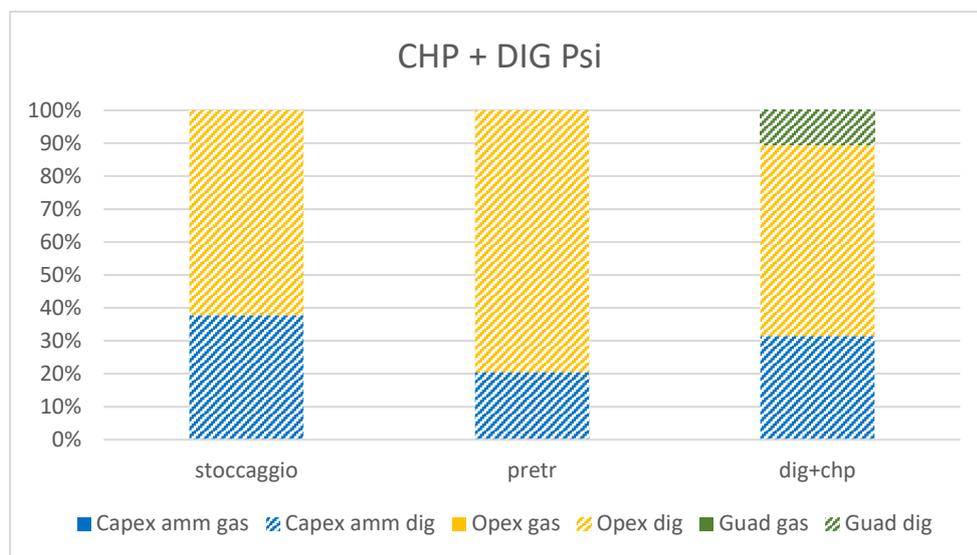


Figura 5.22 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario CHP + DIG con digestione psicofila.

Si osserva come tutti i costi siano stati allocati al digestato, inoltre, è evidente come la percentuale relativa al guadagno per l'energia termica ed elettrica prodotta sia poco superiore al 10%, minore rispetto alle percentuali di costo relative a capex e opex del complesso digestore + unità CHP, rispettivamente del 30 e 60%. Questo risultato testimonia come in regime psicrofilo non vi sia una massiccia prevalenza dell'energia termica ed elettrica netta prodotta al cogeneratore rispetto ai consumi elettrici e termici per il digestore, infatti, vi è unicamente un surplus di calore venduto al teleriscaldamento, l'energia elettrica non è sufficiente a coprire le spese allo stoccaggio, ai pretrattamenti e alla digestione.

La tabella (5.33) mostra i costi relativi alle diverse unità di processo, per il regime di digestione mesofilo.

Tabella 5.33 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario CHP + DIG mesofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	196,54	0
Pretrattamenti	144	255,61	0
Digestione+ Chp	328,26	525,42	581,45
TOT	596,53	977,57	581,45

Si nota come, rispetto al caso psicrofilo, diminuiscano i capex e opex del complesso digestato + unità CHP, a motivo del minor numero di digestori utilizzati. I costi capitali e operativi diminuiscono entrambi quasi di un fattore 3. Inoltre, l'energia termica ed elettrica nette prodotte coprono i fabbisogni energetici il digestore e soddisfano i fabbisogni alla sezione di stoccaggio e ai pretrattamenti secondo un modello di economia circolare. Questo aspetto è testimoniato dalla riduzione degli opex per pretrattamenti e sezione di stoccaggio rispetto a quelli relativi agli altri scenari già considerati. Inoltre, restano degli eccessi di calore ed elettricità che sono venduti rispettivamente alla rete di teleriscaldamento e elettrica, la conseguenza sono guadagni più che raddoppiati rispetto al caso psicrofilo. Questa è una grande differenza con il caso psicrofilo visto in precedenza, infatti, in quel caso solo il calore veniva venduto mentre l'energia elettrica prodotta non era nemmeno sufficiente a coprire interamente il fabbisogno di stoccaggio, pretrattamenti e digestione.

Il grafico (5.23) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo.

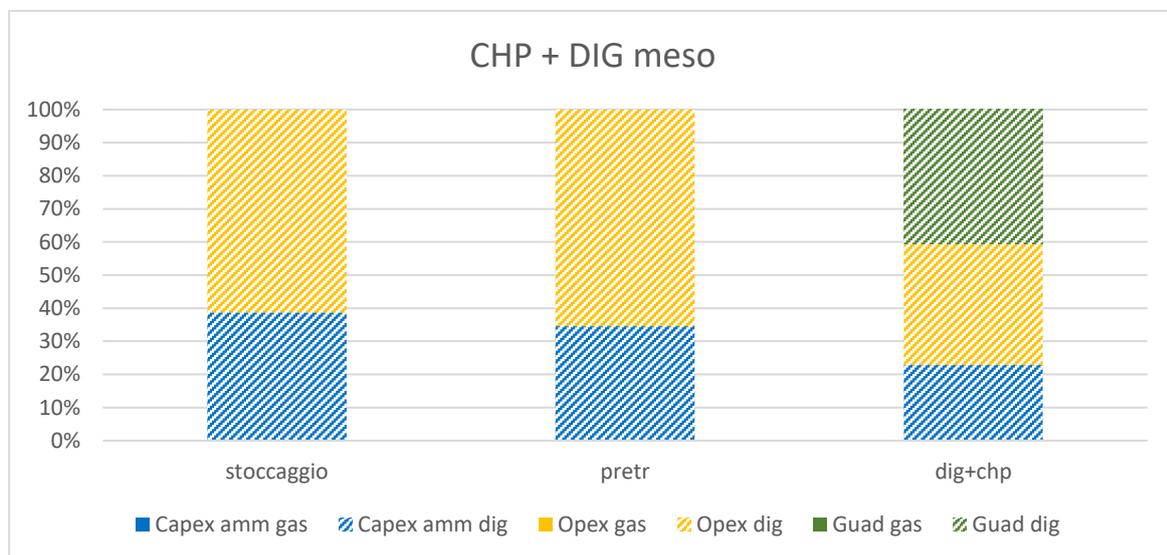


Figura 5.23 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario CHP + DIG con digestione mesofila.

Si nota come rispetto al caso psicrofilo, vi sia una leggera diminuzione della percentuale relativa ai costi operativi di pretrattamento, attribuibile al fatto che il fabbisogno elettrico viene coperto da parte dell'energia elettrica prodotta al cogeneratore. Inoltre, rispetto al caso psicrofilo, si osserva un incremento, dal 10 al 40%, della percentuale dei guadagni dovuti alla vendita sia dell'energia elettrica che di quella termica alle reti elettriche e di teleriscaldamento. Infatti, a differenza del precedente regime termico, non viene venduto solo il calore, ma l'energia elettrica copre interamente stoccaggio, pretrattamenti e digestione, garantendo anche un surplus venduto alla rete elettrica.

Nella tabella (5.34) sono riportati i costi per le varie unità di processo, nel caso di gestione termofila.

Tabella 5.34 CAPEX ammortizzati, OPEX e guadagni per ogni unità dello scenario CHP + DIG termofilo.

	CAPEX AMM (k€)	OPEX (k€/y)	GUAD (k€/y)
Stoccaggio	124,28	196,54	0
Pretrattamenti	144	198,01	0
Digestione +Chp	256,59	418,21	0
TOT	524,86	812,76	900,65

Si nota un'ulteriore diminuzione del costo capitale dovuto alla digestione, per via dell'utilizzo di un digestore in meno rispetto alla digestione mesofila. Inoltre, è possibile osservare una riduzione anche dei costi operativi di tutti gli step, infatti, l'energia elettrica e termica netta generata al cogeneratore aumenta, di conseguenza vi è un incremento del surplus di energia da vendere alle reti di teleriscaldamento ed elettriche. Infatti, il guadagno relativo alle vendite dell'energia aumenta da 581,45 k€/y per digestione mesofila a 900,65 k€/y per digestione termofila. Tuttavia, non basta per ottenere uno scenario sostenibile economicamente, infatti, il limite per questo scenario è costituito dai mancati guadagni dovuti al non produrre biocarburante da poter vendere sul mercato in grandi quantità.

Il grafico (5.24) mostra la ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per ogni step di processo e per ogni voce di costo è indicato quanto è allocato al biogas e quanto al digestato.

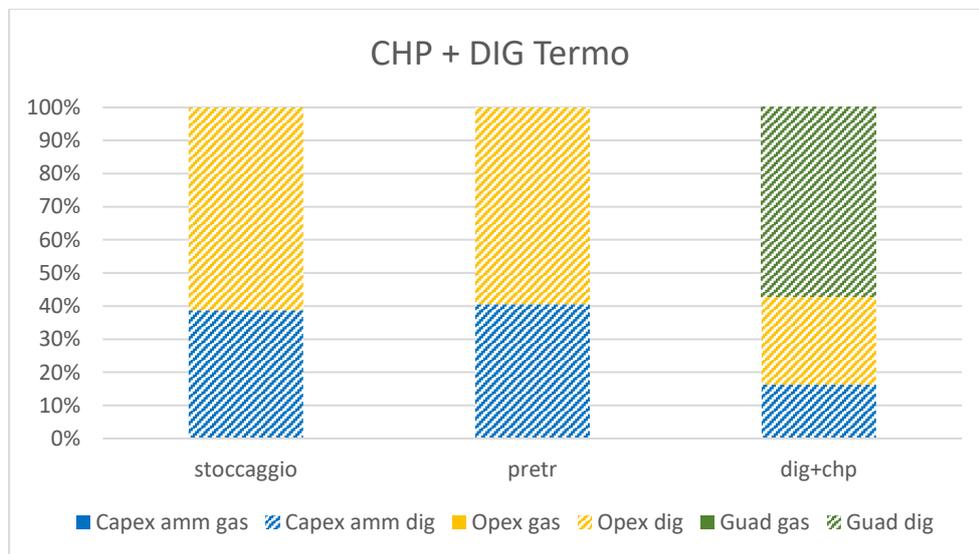


Figura 5.24 Ripartizione percentuale delle diverse voci di costo per lo scenario DIG + CHP con digestione termofila.

In regime termofilo si produce più biogas e quindi più energia termica ed elettrica netta, ottenendo un maggior surplus di energia elettrica e termica, cresce il guadagno relativo alla

vendita raggiungendo percentuali superiori al 55% per l'unità combinata digestore-cogeneratore.

6. Discussione e confronto risultati

L'analisi d'impatto ambientale condotta con Sima Pro ha mostrato come, agendo con una digestione mesofila, per la categoria "climate change", si ottenga l'impatto evitato maggiore sfruttando il biogas direttamente nell'unità di cogenerazione senza prevedere l'upgrading a biometano. Infatti, per un utilizzo diretto in unità CHP si ha un impatto evitato di $3,46 \cdot 10^3 \text{ kgCO}_2eq$, mentre nel caso di upgrading a biometano tramite unità PSA o assorbimento liquido gas si ha una situazione peggiore. Questo risultato non è in accordo con quanto emerge da uno studio incentrato su un impianto di riferimento situato in Toscana (F.Pasciucco et al, 2023), trattante una miscela di FORSU e fanghi secondari residui dal trattamento delle acque e comprensivo di uno step di fermentazione oscura prima della digestione anaerobica. Per questo impianto si considerano diverse soluzioni impiantistiche. Dal punto di vista del "climate change", utilizzare unicamente un'unità di cogenerazione in cui vengono alimentati sia l'idrogeno prodotto da fermentazione oscura che il biogas uscente dalla digestione non risulta essere sostenibile, in quanto presenta un impatto positivo di $1,32 \cdot 10^6 \text{ kgCO}_2eq$ in relazione all'unità funzionale considerata, ossia alla portata di rifiuti trattati. Invece, è stato ottenuto un impatto evitato complessivo pari a $-1,14 \cdot 10^5 \text{ kgCO}_2eq$ per la configurazione che combina l'upgrading del biogas con lo sfruttamento in un'unità di cogenerazione dell'idrogeno prodotto attraverso dalla fermentazione oscura posta prima dei digestori. Quello appena descritto è lo scenario migliore dal punto di vista della categoria "climate change" per l'impianto dell'articolo considerato (F.Pasciucco et al, 2023). Probabilmente vi è questo scostamento a motivo della diversa taglia dei due impianti. Infatti, confrontando le quantità di rifiuti trattate, il presente lavoro è basato su un impianto con una taglia più piccola, ciò porta ad una minore produzione di biogas e quindi di biometano e conseguentemente vi è un minore impatto evitato legato all'upgrading. Effettivamente il biometano costituisce un biocarburante che può sostituire i carburanti fossili convenzionali, quindi, produrlo in grandi quantità, porta ad un importante impatto evitato. Inoltre, per questa categoria d'impatto, il particolare successo della configurazione di upgrading utilizzata nell'impianto di riferimento, risiede nell'accoppiamento tra la produzione di biometano e la produzione di energia elettrica e termica mediante un'unità di cogenerazione alimentata con l'idrogeno prodotto dalla fermentazione oscura. Quindi, un futuro miglioramento per il presente lavoro, potrebbe riguardare l'aggiunta di uno step di fermentazione oscura prima del digestore anaerobico, in modo da accoppiare la produzione di energia alla produzione di biometano, far ciò potrebbe essere utile soprattutto per quegli scenari in cui l'impatto evitato legato al biometano non risulta sufficiente per rendere sostenibile l'intero processo, come per gli scenari che uniscono l'upgrading alla valorizzazione dei digestati tramite produzione di compost o struvite. Inoltre, inserire uno step di fermentazione prima dei digestori può anche migliorare la qualità della digestione e produrre un digestato migliore, riducendo le spese elettriche per i trattamenti nell'impianto di compostaggio. A sostegno di quest'ultimo aspetto, per l'impianto di riferimento (F.Pasciucco et al, 2023), vi è una spesa elettrica per la valorizzazione dei digestati tramite compostaggio di $38 \frac{kWh}{t \text{ dig}}$, mentre nel presente lavoro si opera a circa $307 \frac{kWh}{t \text{ dig}}$. Invece, il fatto che nell'impianto presentato in questo lavoro lo scenario costituito unicamente dall'unità CHP abbia un impatto negativo, a differenza di quanto avviene nell'impianto di letteratura, può individuare un fattore negativo legato all'utilizzo di una fermentazione oscura aggiuntiva, in quanto la gestione di quest'ulteriore unità può essere fonte di emissione di gas climalteranti.

Nell'impianto di riferimento, per la categoria d'impatto "human toxicity", si ottengono impatti positivi sia che si valorizzi il biogas attraverso l'unità CHP sia che si proceda con l'Upgrading o l'upgrading combinato all'unità di cogenerazione. Invece, come è visibile dalla tabella (4.25), da questo punto di vista, i risultati del presente impianto sono più virtuosi, si ottiene infatti un netto impatto evitato per lo scenario "MDEA+PIRO" ed un leggero impatto evitato per lo scenario "CHP", questa può essere una controindicazione di un impianto con taglia più grossa, in quanto presuppone maggiori quantitativi emessi di sostanze indesiderate o un'altra causa può essere individuata nell'introduzione della fermentazione oscura, la quale è causa di emissioni di composti solforati o azotati con un carattere tossico per l'uomo.

Inoltre, il confronto con l'articolo studiato (F. Pasciucco et al, 2024), è utile anche per capire il motivo per cui gli scenari più sostenibili per l'impianto del presente lavoro sono "MDEA+PIRO" e "CHP" con digestione termofila. Dal confronto è infatti emerso come incrementando la taglia dell'impianto, possa aumentare il biometano prodotto e quindi l'impatto evitato. Questo avviene anche nel passaggio da regime mesofilo a termofilo dell'impianto progettato nel presente lavoro, infatti, incrementando la temperatura della digestione, aumentano le produzioni di biogas e di biometano, di conseguenza aumentano gli impatti evitati e passando da "MDEA+PIRO" in mesofilia a "MDEA+PIRO" in termofilia migliora la sostenibilità ambientale. Lo stesso avviene per l'unità CHP, in quanto passando dal regime mesofilo al termofilo vi è un incremento nel biogas prodotto con la digestione. Inoltre, nell'impianto utilizzato per il confronto, lo scenario più sostenibile per la categoria analizzata è quello che combina l'upgrading del biogas allo sfruttamento nell'unità di cogenerazione dell'idrogeno prodotto dalla fermentazione oscura, tale caratteristica la si ritrova anche nell'impianto progettato nel presente lavoro, in quanto gli scenari migliori sono quelli che combinano Upgrading con la pirolisi dei digestati associata a unità CHP. Infatti, in questo modo si combina l'impatto evitato legato al biometano con quello legato alla produzione di energia termica ed elettrica.

Inoltre, anche per l'impianto in letteratura (F.Pasciucco et al, 2023), vengono identificati i contributi percentuali alla categoria d'impatto "climate change". Per i vari scenari studiati dall'articolo, sia che si consideri la combinazione di unità CHP e upgrading, che il solo utilizzo di una delle due tecnologie, la percentuale d'impatto maggiore è quella relativa alla separazione delle frazioni non biodegradabili della FORSU in ingresso all'impianto, come metalli e inerti. Questo risultato trova riscontro nell'impianto progettato nel presente lavoro, sommando gli impatti allocati al biogas e al digestato, lo step di pretrattamento costituisce il maggior impatto positivo nella linea di upgrading insieme allo step di desolforazione, tuttavia, questa caratteristica è più evidente nell'impianto assunto da letteratura, in quanto tratta una maggiore quantità di materia in ingresso da pretrattare con conseguente maggiore fabbisogno di elettricità.

Passando all'analisi economica, da quella effettuata per l'impianto in letteratura, si osserva come per lo scenario in cui si sfrutta il biogas in un'unità CHP, si ottenga un NPV positivo durante i 20 anni di vita dell'impianto, questo non avviene per il caso mesofilo dell'impianto progettato, infatti nell'impianto di letteratura vi è uno step di fermentazione oscura prima della digestione che rende più facilmente degradabili i substrati aumentando la produttività in Biogas durante la digestione, portando di conseguenza ad una maggiore generazione di energia all'unità di cogenerazione e a ricavi economici maggiori. Inoltre, un limite dell'articolo di letteratura, è non valutare il PP, non acquisendo così informazioni precise sulla possibilità di

recuperare l'investimento fatto entro la vita dell'impianto. Per quanto riguarda gli scenari basati sull'Upgrading, non è possibile eseguire un confronto tra i due studi, in quanto l'articolo di Pasciucco non differenzia l'analisi economica a seconda delle diverse modalità di trattamento del digestato a differenza di quanto valutato nel presente lavoro (F.Pasciucco et al, 2023).

Le osservazioni tratte fin qui fanno riferimento all'attuale energy mix italiano. Nell' articolo di V. Negro et al sono state condotte analisi LCA sull'impianto di ACEA Pinerolese trattante FORSU come matrice in ingresso, simulando la variazione attesa nel tempo per l'energy mix fino al 2030 (V. Negro et al, 2025). Nell'articolo sono stati confrontati due scenari d'impianto che si sono susseguiti negli anni, il primo basato sullo sfruttamento del Biogas mediante un'unità CHP e il secondo basato sul solo Upgrading, in entrambi i casi la digestione è stata condotta in regime termofilo. Lo studio LCA, considera nei propri confini unicamente le due tecnologie alternative, ossia cogeneratore e impianto di Upgrading. I risultati dell'analisi hanno evidenziato che utilizzando l'energy mix italiano del 2022 e un'unità di cogenerazione che permetta un recupero di calore almeno del 30%, lo scenario basato sull'unità CHP è il migliore, in quanto porta ad emissioni di CO_2eq evitate maggiori. Però, eseguendo la stessa analisi utilizzando l'energy mix italiano previsto per il 2030, si nota come l'Upgrading del biogas per produrre biometano diventi la soluzione con impatti evitati maggiori, qualunque sia l'efficienza di recupero termico da parte dell'unità di cogenerazione (V. Negro et al, 2025). Detto ciò, si comprende come l'anno 2025 sia nel cuore della transizione da una configurazione all'altra e come nel 2030 la soluzione migliore sarà effettuare l'upgrading. Infatti, nel presente lavoro, le configurazioni migliori dal punto di vista del "climate change" sono quelle basate sulle unità CHP, in tutti i regimi termici di digestione. Proiettando le analisi al 2030, ci si aspetta che la configurazione migliore diventi l'Upgrading. Il miglioramento dell'energy mix potrebbe anche portare a modifiche sugli impatti indicati dalla tabella (4.24) con un impatto evitato per lo scenario "MDEA+PIRO" con digestione psicrofila, in quanto con l'energy mix usato nel presente lavoro, l'impatto positivo era già molto basso essendo pari a soli $728 kgCO_2eq$ come si legge dalla tabella (4.24). Tuttavia, nell'impianto di ACEA, come tecnologia di Upgrading è stato considerato l'impiego di membrane, ma i risultati potrebbero essere validi anche per la tecnologia PSA o l'assorbimento liquido-gas, infatti, da un altro studio LCA si nota come, in linea generale, gli impatti sulla categoria "climate change" non subiscano grosse variazioni passando da una tecnologia di Upgrading ad un'altra (C. Florio et al, 2019).

Infine, si considera l'articolo sopracitato di C. Florio et al, che confronta tramite metodologia LCA gli impatti delle varie tecnologie di Upgrading (C. Florio et al, 2019). Nell'introduzione dell'articolo di C.Florio, sono esaminati alcuni risultati già presenti in letteratura ed è emerso come per un impianto che tratta microalghe sia fondamentale massimizzare la resa in metano e quindi la produzione di biocarburante, in modo da ottenere maggiori impatti evitati e incrementare la sostenibilità ambientale dell'intero processo. Questo risultato trova riscontro nell'analisi LCA effettuata sulla conversione della FORSU nel presente lavoro. Inoltre, l'articolo ha ripreso ulteriori studi che confrontavano le diverse tecnologie utilizzate per l'Upgrading del biogas, ed evidenziavano le migliori performance dal punto di vista ambientale dell'assorbimento con ammine rispetto all'utilizzo di $NaOH$ o di KOH , ciò avvalorava la scelta effettuata per l'unità di rimozione della CO_2 del presente lavoro. Invece, la seconda parte dell'articolo di Florio et al., è riferita ad un'analisi LCA di un impianto trattante rifiuti per produrre alternativamente o energia elettrica e termica attraverso un'unità CHP o biometano attraverso l'Upgrading. I confini del sistema vanno dalla "culla" al "cancello" e l'unità

funzionale è il m^3 di biogas prodotto (C. Florio et al, 2020). Inoltre, occorre specificare che l'impianto sotto esame ha una taglia più piccola rispetto al presente impianto. I risultati mostrano come l'utilizzo di un'unità di cogenerazione sia l'unica soluzione sostenibile per la categoria "climate change". Come visibile dalle tabelle (4.24, 4.25, 4.26), anche per l'analisi effettuata sul presente impianto, gli scenari basati sull'unità CHP sono i meno impattanti su questa categoria. Inoltre, quest'articolo, come i precedenti, non analizzano i diversi possibili metodi di valorizzazione dei digestati. Infatti, probabilmente accoppiando la produzione di biometano alla produzione di energia tramite il complesso pirolisi dei digestati + CHP, si riuscirebbe ad ottenere un impatto evitato anche per scenari che svolgono l'Upgrading a biometano. Tuttavia, come già anticipato, il fatto che la taglia dell'impianto sia piccola e che quindi si produca poco biometano, non favorisce la scelta di valorizzare il biogas attraverso l'Upgrading, ma fa pendere l'ago della bilancia maggiormente verso l'utilizzo di un'unità di cogenerazione. Per quanto riguarda la categoria d'impatto "human toxicity", sia lo scenario basato sull'unità CHP che l'Upgrading eseguito con qualsiasi tecnologia portano a impatti positivi (C. Florio et al, 2019). Invece, nel presente lavoro, vi sono scenari, quali "CHP" in regime termofilo e mesofilo e in primis "MDEA+PIRO" in tutti i regimi termici, che portano impatti negativi per la categoria. Si può intuire come questa differenza sia dovuta alla maggiore taglia dell'impianto, infatti, impianti con taglia più grande permettono di sostituire una maggiore quantità di metano ed energia prodotti convenzionalmente ed evitare maggiormente le emissioni di sostanze tossiche legate all'esercizio di tali impianti convenzionali. Inoltre, nell'articolo, si analizza la categoria d'impatto "fossil depletion" e gli impatti per i vari scenari considerati risultano tutti negativi (C. Florio et al, 2019). Questo risultato è discordante con l'impianto progettato, in quanto gli unici scenari leggermente sostenibili risultano quelli basati sulla cogenerazione e sull'applicazione del digestato come ammendante tal quale. In questo caso, si evidenzia il maggiore limite dello studio di C. Florio, non aver considerato come parte della valutazione LCA gli impatti legati alla valorizzazione dei digestati, infatti la linea di trattamento del digestato, soprattutto operando compostaggio o precipitazione della struvite, è molto energivora elettricamente e ciò influenza pesantemente il consumo di risorse fossili. Quest'ultimo aspetto porta da un'ulteriore considerazione: con il miglioramento del mix energetico italiano previsto per il 2030 (V. Negro et al, 2025), la grossa richiesta energetica per i processi di valorizzazione dei digestati potrebbe influire meno sul consumo di risorse fossili e ciò potrebbe portare al miglioramento complessivo degli scenari per questa categoria d'impatto. Invece, per quanto riguarda il consumo di acqua, secondo l'articolo, l'unico scenario sostenibile è l'utilizzo dall'unità CHP, la situazione è ancora peggiore per l'impianto in esame come si osserva dalle tabelle (4.24, 4.25, 4.26). Infatti, la maggiore taglia dei digestori porta a un maggiore fabbisogno di acqua da alimentare per la digestione, oltre al fatto che un impianto di taglia maggiore, tratta maggiori quantità di biogas col processo di Upgrading, ciò causa una maggiore portata di acqua nella soluzione amminica e una maggiore portata di acqua per il raffreddamento del biogas nello step di deumidificazione. Inoltre, nell'impianto di C. Florio et al, si considera un digestore trattante un mix di diversi rifiuti, nell'impianto in esame invece si alimenta solo FORSU, quest'ultima è caratterizzata da una matrice piuttosto secca, di conseguenza ha bisogno di essere miscelata con un quantitativo maggiore di acqua prima di entrare nel digestore. Per poter migliorare l'impatto di acqua consumata nel caso di un impianto trattante unicamente FORSU, l'idea potrebbe essere prevedere un ricircolo della frazione maggiormente acquosa del digestato separata dalla filtropressa oppure ricircolare le acque di lavaggio e contro-lavaggio che rigenerano il filtro zeolitico nella linea di produzione della struvite, dopo aver rimosso, con un trattamento di osmosi inversa, $NaCl$ e gli ioni sodio e

ammonio. Inoltre, anche nell'articolo di Florio et al si studiano i contributi percentuali di diverse voci sul "climate change" e la percentuale maggiore è legata alla produzione di biogas al digestore e ai pretrattamenti precedenti (C. Florio et al, 2019). Per quanto riguarda la linea di produzione di biogas, questo risultato è presente anche negli scenari del presente lavoro, con l'aggiunta di un ulteriore unità molto impattante legata alla trasformazione del biogas in biometano, ossia la desolfurazione. Infatti, il forno utilizzato per la rigenerazione del carbone attivo richiede un grosso fabbisogno di energia elettrica. Tuttavia, considerando l'intero processo, nel presente lavoro gli step maggiormente impattanti riguardano la conversione dei digestati con compostaggio o precipitazione struvitica. Quindi, se per l'impianto di letteratura, si estendesse con il trattamento del digestato la valutazione della categoria "climate change", bisognerebbe valutare se i processi maggiormente impattanti continuerebbero ad essere quelli relativi alla produzione di biogas o quelli relativi alla conversione del digestato. Infine, occorre considerare come lo studio condotto da Florio et al, faccia riferimento ad un sistema che si estende dalla "culla" al "cancello", pertanto, si esclude l'utilizzo del biometano prodotto come carburante, esattamente come avviene per l'analisi LCA svolta nel presente lavoro. Se si considerasse l'utilizzo del biometano potrebbe migliorare la valutazione ambientale dei vari scenari in merito alla categoria "climate change", in quanto si genererebbero degli impatti evitati dovuti al mancato utilizzo di combustibili fossili, infatti, la CO_2 emessa dall'utilizzo di biocarburanti, a differenza di quella derivante da carburanti convenzionali, è biogenica e non altera quindi il bilancio netto.

Infine, analizzando l'impianto di Upgrading del biogas presente nell'articolo di R.S, Cavaignac et al, si possono confrontare i risultati dell'analisi economica fatta su tale impianto con quelli relativi all'impianto progettato. Nello studio di Cavaignac et al, viene valutata economicamente solo la tecnologia di Upgrading, a differenza del presente lavoro, nel quale l'analisi economica è svolta sull'intero impianto (R.S. Cavaignac et al, 2021). La tecnologia di Upgrading utilizzata è l'assorbimento con le ammine, la differenza con l'impianto progettato è l'utilizzo di una soluzione acquosa di MDEA-DEA (R.S. Cavaignac et al, 2021). Nell'articolo di Cavaignac et al, i costi caputali totali ammontano a 4126,92 k€ e gli operativi a 945,67 k€. Invece, nello studio economico condotto nel presente lavoro, per l'impianto di rimozione della CO_2 , è stato stimato un capitale di 6860,03 k€ per il caso psicrofilo, di 8052,87 k€ per il caso mesofilo e di 8089,51 k€ nel caso termofilo, mentre per i costi operativi è stato stimato un costo in psicrofilia di 534 k€, in mesofilia di 640,51 k€ e in termofilia di 685,58 k€ come si osserva dalle tabelle (5.14, 5.15 e 5.16) (R.S. Cavaignac et al, 2021). Quindi, l'articolo conferma l'analisi economica effettuata, nel dire che i capex sono maggiori degli opex. Tuttavia, i capex risultano maggiori rispetto a quelli stimati nell'articolo, mentre gli opex risultano inferiori. Il minor valore degli opex è giustificato dalla taglia minore dell'impianto progettato, infatti, è trattata una minore portata di rifiuti in ingresso, quindi, anche la richiesta di energia termica ed elettrica per le varie richieste dell'impianto cala. Per questo stesso motivo, anche i costi capitali dovrebbero essere minori rispetto a quelli dell'articolo di Cavaignac et al, ma i CAPEX più alti potrebbero essere dovuti all'aver considerato a differenza dell'articolo una soluzione amminica contenente unicamente MDEA, infatti, ciò porta ad un abbassamento della costante cinetica dell'assorbimento e di conseguenza vi è il bisogno di colonne più alte per operare la rimozione della CO_2 . Inoltre, per semplicità, è stato mantenuto il rapporto tra i volumi della colonna di assorbimento e di stripping indicato nell'articolo stesso, di conseguenza risultano dimensioni maggiori sia per le colonne di assorbimento che di stripping rispetto a quelle dell'articolo, ciò si traduce in maggiori costi capitali.

7. Riepilogo dei risultati e conclusioni

Si ricorda l'obiettivo del presente lavoro, svolgere un'analisi di sostenibilità ambientale ed economica di diversi scenari d'impianto, al fine di scegliere, tramite dati oggettivi, la configurazione impiantistica da preferire per la valorizzazione della FORSU. Le tabelle (7.1, 7.2 e 7.3) confrontano i diversi scenari alla luce sia dell'analisi economica sia di quella ambientale. La sostenibilità economica è indicata da un preciso parametro, il Payback Period (PP), quella ambientale invece è valutata alla luce di una pluralità di indicatori, corrispondenti alle varie categorie d'impatto considerate. Combinando gli esiti di entrambe le valutazioni, si assegna un colore verde per gli scenari virtuosi a livello ambientale ed economicamente sostenibili, un colore giallo-arancione per quegli scenari sostenibili economicamente o virtuosi ambientalmente ed un colore rosso a quegli scenari ne virtuosi ambientalmente e ne sostenibili economicamente.

Tabella 7.1 Risultati delle analisi ambientale ed economica per i diversi scenari con digestione anaerobica psicrofila.

PSI	GWP (kg CO ₂ eq)	HT(kg 1,4 - DBeq)	FD (kg oil eq)	WD (m ³)	NPV (k€)	PP	RIS
MDEA+COMP	$8,07 \cdot 10^3$	$2,38 \cdot 10^3$	$4,06 \cdot 10^3$	111	-403,60	>20 y	
PSA+COMP	$1,28 \cdot 10^4$	$5,94 \cdot 10^3$	$4,88 \cdot 10^3$	213	-747,89	>20 y	
MDEA+PIRO	728	-862	$1,74 \cdot 10^3$	28,6	156,93	>20 y	
PSA+PIRO	$5,44 \cdot 10^3$	$2,7 \cdot 10^3$	$2,56 \cdot 10^3$	131	-187,37	>20 y	
MDEA+STR	$1,32 \cdot 10^4$	$9,09 \cdot 10^3$	$4,85 \cdot 10^3$	375	-8039,28	>20 y	
PSA+STR	$1,79 \cdot 10^4$	$1,26 \cdot 10^4$	$5,67 \cdot 10^3$	477	-8383,57	>20 y	
CHP	66,9	105	-175	28,3	-643,56	>20 y	

Tabella 7.2 Risultati delle analisi ambientale ed economica per i diversi scenari con digestione anaerobica mesofila.

MESO	GWP (kg CO ₂ eq)	HT(kg 1,4 - DBeq)	FD (kg oil eq)	WD (m ³)	NPV (k€)	PP	RIS
MDEA+COMP	$5,44 \cdot 10^3$	$1,69 \cdot 10^3$	$3,91 \cdot 10^3$	103	92,86	>20 y	
PSA+COMP	$1,01 \cdot 10^4$	$5,09 \cdot 10^3$	$4,52 \cdot 10^3$	220	-199,30	>20 y	
MDEA+PIRO	$-1,96 \cdot 10^3$	$-1,55 \cdot 10^3$	$1,58 \cdot 10^3$	19,3	651,34	>20 y	
PSA+PIRO	$2,66 \cdot 10^3$	$1,84 \cdot 10^3$	$2,2 \cdot 10^3$	116	359,18	>20 y	
MDEA+STR	$1,01 \cdot 10^4$	$8,25 \cdot 10^3$	$4,6 \cdot 10^3$	358	-7473,94	>20 y	
PSA+STR	$1,47 \cdot 10^4$	$1,16 \cdot 10^4$	$5,21 \cdot 10^3$	455	-7766,10	>20 y	
CHP	$-3,46 \cdot 10^3$	-562	$-1,24 \cdot 10^3$	-21,3	-149,29	>20 y	

Tabella 7.3 Risultati delle analisi ambientale ed economica per i diversi scenari con digestione anaerobica termofila.

TERMO	GWP (kg CO2eq)	HT (kg 1,4-DBeq)	FD (kg oil eq)	WD (m ³)	NPV (k€)	PP	RIS
MDEA+COMP	2,59 · 10 ³	921	3,8 · 10 ³	98	600,93	>20 y	
PSA+COMP	7,28 · 10 ³	4,28 · 10 ³	4,22 · 10 ³	193	318,06	>20 y	
MDEA+PIRO	-4,75 · 10 ³	-2,29 · 10 ³	1,5 · 10 ³	14,3	1148,54	12 y	
PSA+PIRO	-55,5	1,07 · 10 ³	1,91 · 10 ³	109	865,64	7 y	
MDEA+STR	7,16 · 10 ³	7,37 · 10 ³	4,47 · 10 ³	347	-6959,34	>20 y	
PSA+STR	1,18 · 10 ⁴	1,07 · 10 ⁴	4,89 · 10 ³	442	-7242,20	>20 y	
CHP	-6,48 · 10 ³	-1,14 · 10 ³	-2,16 · 10 ³	-64,1	33,13	>20 y	

Salta subito all'occhio, come lo scenario contrassegnato dal colore verde, e quindi maggiormente perseguibile è "MDEA+PIRO" con digestione termofila, infatti, tale scenario è caratterizzato da importanti impatti evitati per le categorie "climate change" e "human toxicity" e inoltre è caratterizzato da un impatto legato al consumo di acqua minore rispetto agli altri scenari legati al processo di Upgrading. Inoltre, economicamente risulta sostenibile in quanto il NPV risulta positivo e il Payback Period è inferiore ai 20 anni. Il difetto di questo scenario è l'elevato consumo di risorse fossili, tuttavia, nei prossimi anni anche questa categoria subirà un miglioramento e potrà essere caratterizzata da un impatto evitato, in quanto è forte la spinta verso un mix energetico italiano derivante da fonti rinnovabili anziché fossili.

Inoltre, è contrassegnato in giallo lo scenario termofilo "PSA+PIRO", si nota una spiccata sostenibilità economica in quanto il NPV è positivo e il PP è di soli 7 anni. Tuttavia, vi è un leggero impatto evitato solo per la categoria "climate change", quindi questo scenario sarebbe molto redditizio a livello economico, ma occorre migliorare ancora l'impatto ambientale. L'impatto sulla categoria "human toxicity" può essere ridotto diminuendo le perdite di metano durante la tecnologia PSA, per esempio utilizzando o sviluppando dei materiali adsorbenti più efficienti rispetto alla zeolite considerata in questo studio. Invece, l'impatto sulla categoria "water depletion" può essere abbassato provando a ricircolare la frazione più acquosa del digestato, separata dalla filtropressa, al digestore, così da consumare meno acqua per la diluizione necessaria alla digestione.

Un altro scenario giallo è "MDEA+PIRO" con digestione mesofila, ambientalmente è uno scenario abbastanza virtuoso con importanti impatti evitati per le categorie "climate change" e "human toxicity", oltre che bassi consumi di acqua. Tuttavia, il difetto che limita la sostenibilità dello scenario è il PP superiore ai 20 anni, nonostante il NPV sia positivo, probabilmente dovuto alla minore produzione di biometano rispetto al caso termofilo. Per poter migliorare tale scenario, può essere opportuno valutare l'inserimento di un'unità di fermentazione oscura prima del digestore anaerobico così da migliorare la degradabilità dei substrati nel digestore e ottenere una maggiore produzione di Biometano. Inoltre, in questo modo, è possibile sfruttare l'idrogeno uscente dal fermentatore inserito prima del digestore per un'ulteriore cogenerazione, ottenendo un maggiore surplus di energia termica ed elettrica da poter vendere alla rete. Ovviamente bisognerebbe valutare il bilancio tra l'incremento dei guadagni dovuto alle produzioni massimizzate di biometano, energia elettrica e termica e l'incremento dei capex per via dell'inserimento del fermentatore e di un'ulteriore unità CHP.

Infine, anche gli scenari "CHP" per i regimi mesofilo e termofilo sono contrassegnati dal colore giallo, infatti, questi risultano con impatti negativi su tutte le categorie. Tuttavia,

economicamente si ottengono PP superiori ai 20 anni, ciò è dovuto alla sola vendita dell'energia prodotta dal cogeneratore e alla mancata vendita del biometano. Anche in questo caso, anziché alimentare il biogas alla cogenerazione, il miglioramento potrebbe essere l'inserimento di una fermentazione oscura, in modo da unire un'unità di cogenerazione alimentata dall'idrogeno prodotto da tale fermentazione, alla produzione di biometano tramite Upgrading del biogas uscente dal digestore.

Per gli scenari in cui il digestato viene valorizzato con compostaggio e precipitazione struvitica, il collo di bottiglia a livello ambientale risulta essere il trattamento del digestato molto energivoro e di conseguenza molto impattante in termini di "climate change" e "fossil depletion". Nel caso del compostaggio, la soluzione di inserire uno step di fermentazione oscura potrebbe essere una soluzione adottabile, infatti, in questo modo i substrati in ingresso al digestore saranno più facilmente degradabili e si ottiene non solo una maggiore produttività di biogas, ma anche un digestato migliore e trattabile più facilmente. Inoltre, così facendo, è possibile coprire parzialmente i fabbisogni elettrici al compostaggio mediante l'energia elettrica prodotta utilizzando l'idrogeno uscente dal fermentatore, attraverso un'unità di cogenerazione oppure una Fuel Cell. Tuttavia, per quanto riguarda l'impatto dato dalla linea di trattamento dei digestati, ciò che può portare ad impatti decisamente minori in termini di "climate change", "fossil depletion" e "human toxicity" è lo spostamento del mix energetico italiano da fonti fossili a fonti rinnovabili. Per quanto riguarda la precipitazione della Struvite, il collo di bottiglia è l'approvvigionamento e lo smaltimento della colonna zeolitica (tabella), occorrerebbe valutare differenti materiali, il cui approvvigionamento comporti minori emissioni di gas climalteranti, come alcuni materiali derivanti dagli scarti dell'industria agro-alimentare o da scarti solidi di altre attività industriali altamente disponibili sul territorio. Inoltre, potrebbe essere una buona idea l'utilizzo di un adsorbente di origine completamente naturale, infatti, la zeolite usata per l'analisi LCA comprende un mix di Zeoliti presenti in tutto il mondo, sia di origine naturale che artificiale. La presenza di zeoliti artificiali, porta con se le emissioni di gas climalteranti o tossici dovute al processo produttivo. Invece, a livello economico il collo di bottiglia per il compostaggio risulta essere il costo operativo dovuto all'approvvigionamento di energia elettrica.

8. Bibliografia e Sitografia

AGB_Schema ingombri. (n.d.).

all.1 CER e tariffe (valido per tutti i lotti). (n.d.) www.marina.difesa.it

Annesini, M. C., Augelletti, R., de Filippis, P., Scarsella, M., & Verdone, N. (n.d.). *Sviluppo di un processo di separazione della CO₂ dal biogas mediante assorbimento con soluzioni amminiche in solvente organico* MINISTERO DELLO SVILUPPO ECONOMICO.

APAT Agenzia per la protezione dell'ambiente e per i servizi tecnici. (n.d.). www.apat.it

Aspetti ambientali della generazione del vuoto Sommario. (n.d.) – Pompa TRIVAC D2A

Assessorato Agricoltura SeSirca STaPa-cePica SaLErNO cra-caT Scafati cra-OrT Pontecagnano ElEmEnti di conoscENza dEl compostaggio E dEi compost E loro impiEgo in orticoltura. (n.d.).

Assettati, A., Cassani, S., Nobili, M., Pagliari, L., Scaccia, S., Vanga, G., & Stendardo, S. (n.d.). *(VALorizzazione CHar Impianto Ricerche Avanzate). Prime prove di Pirolisi* MINISTERO DELLO SVILUPPO ECONOMICO.

Biofuel's Engineering Process technology, Edited by Bernardes, M.A., Rijeka, Croatia

Brands, M. B., Beuel, P., Torres-Rivera, F., Beckmüller, R., Ayoub, M. S., & Stenzel, P. (2025). Optimization of biomethane production from purified biowaste pyrolysis gas: A comparative techno-economic assessment. *Renewable Energy*, 245. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2025.122865>

BULBIOSKID-01-IT. (n.d.). <https://www.parker.com>

BUILT TO LAST-SINCE 2002. (n.d.). www.agrikomp.com

CGS SALERNO SRL-Tariffe 2024. (n.d.).

Calì, G., Tedde, F., Marotto, D., Deiana, P., Bassano, C., & Subrizi, M. (n.d.). *Cattura della CO₂ in pre e post-combustione: attività in impianto* MINISTERO DELLO SVILUPPO ECONOMICO

Cavaignac, R. S., Ferreira, N. L., & Guardani, R. (2021). Techno-economic and environmental process evaluation of biogas upgrading via amine scrubbing. *Renewable Energy*, 171, 868–880. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2021.02.097>

Chen Dexiang et al., (2021): “Biochar industry to circular economy”, *Science of the Total Environment* Vol 757, 25 February 2021, 143820

Cogenerazione-da-Biogas. (CPL Concordia).

Commerciale, D. C. (n.d.). *PREZZI FORNITURA TELERISCALDAMENTO, BERGAMO E MILANO dal 01 APR 25 CLIENTI AD USO RESIDENZIALE*. <https://cdn.a2acaloreservizi.eu>

CORDIS. https://cordis.europa.eu/programme/id/H2020_BBI-2019-SO1-F1

Croella, A. L., & Fraccascia, L. (2024). A location-sizing and routing model for a biomethane production chain fed by municipal waste. *Computers and Industrial Engineering*, 198. <https://doi.org/10.1016/j.cie.2024.110714>

Cui, X., Lv, W., Ye, H., & Dong, H. (2024). Development of a selective sequential process for H₂S enrichment and CO₂ capture in aqueous MDEA solutions. *Journal of Cleaner Production*, 478. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2024.143858>

Dell'Antonia, D. (2012-2013). Gassificazione_e_pirolisi_della_biomassa-1. (n.d.).ù

Demichelis, F., Fiore, S., Pleissner, D., & Venus, J. (2018). Technical and economic assessment of food waste valorization through a biorefinery chain. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 94, 38–48. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.05.064>

DESCRIZIONE DELL'IMPIANTO DI PRODUZIONE E SFRUTTAMENTO DI BIOGAS-POTENZA INSTALLATA 100 kWe. (n.d.). www.rotaguido.it

Di, T., & Emilia, R. (2024). *STRUVITE Trattamento dei digestati per ridurre le emissioni e recuperare un fertilizzante, la STRUVITE Kick-off meeting STRUVITE Laboratori partner*.

electric-rotary-kiln-small-rotary-furnace-for-activated-carbon-regeneration-kt-crf-kintek-solution-it. (n.d.). <https://kindle-tech.com>

Fadda, M., & Maggio, E. (n.d.). *Valutazione economica dei processi*

037-fc300. (n.d.). www.famaproject.com

Florio, C., Fiorentino, G., Corcelli, F., Ulgiati, S., Dumontet, S., Güsewell, J., & Eltrop, L. (2019). A life cycle assessment of biomethane production from waste feedstock through different upgrading technologies. *Energies*, 12(4). <https://doi.org/10.3390/en12040718>

3461_gara_fanghi_2020_tabella_prezzi_e_quantit_1587116149c99c3. (n.d.)

GAZZETTA UFFICIALE. <https://www.gazzettaufficiale.it/eli/id/2020/09/11/20G00135/SG>

Gerboni, D., *ecs-nodes.eu Capire la transizione energetica: dentro la black-box delle traiettorie tecnologiche*. (n.d.).

GOI_Opuscolo_STRUVITE-1. (n.d.).

<https://businessanalytiq.com/procurementanalytics/index/sodium-chloride-price-index/>

<https://puritygas.ca/revisiting-the-costs-of-nitrogen-gas/>

<https://sites.unica.it/fitogen/il-pirolizzatore/>

<https://sites.unica.it/fitogen/pirolisi-e-pirogassificazione-delle-biomasse/#:~:text=Generalmente%20%C3%A8%20caratterizzato%20da%20un,immagazzinato%20e%20venduto%20a%20terzi>

<https://sustag.to.cnr.it/index.php/come-avviene-il-processo-di-compostaggio>

<https://to-be.it/en/solutions/life-cycle-assessment/>

<https://www.compost.it/il-compost-e-il-marchio-compost-di-qualita-cic/cose-il-compost/>

<https://www.ecomotori.net/news/biometano-100-italiano-la-ricetta-contro-il-caro-prezzi/>

<https://www.forrec.it/macchinari/triturator/aprisacchi/aprisacchi-ls/>

<https://www.gruppoiren.it/it/everyday/focus-on/2025/raccolta-differenziata-in-italia-nel-2023-rapporto-ispra.html>

<https://www.gse.it/servizi-per-te/autoconsumo/gruppi-di-autoconsumatori-e-comunita-di-energia-rinnovabile/corrispettivi-e-tariffa>

<https://www.imarcgroup.com/magnesium-sulfate-pricing-report>

<https://www.malamanctc.it/pronta-consegna/#:~:text=Separatore%20a%20Correnti%20Indotte&text=Nastro%20in%20gomma%2Fpvc>

<https://www.tecnoporro.com/serie-500-200-m4/>

I_MB_26_Complessori_d_aria. (n.d.). www.topmotors.ch

IMPIANTI DI TRATTAMENTO ACQUE FILTRO PRESSA-WATER PURIFICATION PLANTS WITH FILTER PRESS-INSTALLATIONS DE TRAITEMENT DES EAUX FILTRE PRESSE Mod. FP400. (n.d.). www.omp-pignotti.it

ISPRA - rapporto-399-24-le-emissioni-di-gas-serra-in-italia. (n.d.).

Lino-Sella-Electric-Vibrator. (n.d.).

Monteleone, G., de Francesco, M., Galli, S., Gislone, P., Marchetti, M., Naticchioni, V., Santomassimo, S., & Valente, F. (n.d.). *Rimozione degli inquinanti da una corrente di biogas mediante l'utilizzo di carboni attivi*

Moradi, H., Azizpour, H., Bahmanyar, H., & Mohammadi, M. (2020). Molecular dynamics simulation of H₂S adsorption behavior on the surface of activated carbon. *Inorganic Chemistry Communications*, 118. <https://doi.org/10.1016/j.inoche.2020.108048>

MP FILTRI, FILTRI IN ALTA PRESSIONE. (n.d.).

Negro, V., Noussan, M., & Chiaramonti, D. (2025). Alternative options for biogas-to-energy: A comparison of electricity and biomethane generation based on the real operation of a production site. *Applied Energy*, 377. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2024.124687>

Nutrient Management and Nutrient Recovery Thematic Network www.nutriman.net. (n.d.). https://nutriman.net/farmer-platform/product/id_208

Pasciucco, F., Francini, G., Pecorini, I., Baccioli, A., Lombardi, L., & Ferrari, L. (2023). Valorization of biogas from the anaerobic co-treatment of sewage sludge and organic waste: Life cycle assessment and life cycle costing of different recovery strategies. *Journal of Cleaner Production*, 401. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2023.136762>

Pinna, D., Errico, M., & Baratti, R. (n.d.). *Attività di modellistica dei sistemi CCS-Analisi dinamica e controllo di impianti di cattura postcombustione della CO₂ al variare delle condizioni di esercizio* MINISTERO DELLO SVILUPPO ECONOMICO.

Pollution S,r,l., “Analisi del biometano: soluzioni applicative in base alle esigenze delle reti di trasporto e distribuzione.” (n.d.).

Raman, R., Sreenivasan, A., Kulkarni, N. v., Suresh, M., & Nedungadi, P. (2025). Analyzing the contributions of biofuels, biomass, and bioenergy to sustainable development goals. *IScience*, 28(4). <https://doi.org/10.1016/j.isci.2025.112157>

R-717 AMMONIACA ANIDRA NH₃. (n.d.). www.climalife.dehon.com

Reale, F., Stolica, R., Gaeta, M., Ferri, M., Sarnataro, M., & Vitale, V. (n.d.). *Analisi e stima quantitativa della potenzialità di produzione energetica da biomassa digeribile a livello regionale. Studio e sviluppo di un modello per unità energetiche Parte 4-Studio di un modello energetico.*

renatovirtoli. (n.d.). *Det_imp_spesa_smalt_perc_imp_comp_Canove.* <http://www.agnochiampoambiente.it/amministrazione-trasparente/>

Ricerche, C., & Animali, P. (2017)., *BIOGAS_N Sistemi di gestione e valorizzazione delle frazioni azotate nei digestati: valutazione delle tecnologie e bilancio dell'azoto* REPORT 2 SCHEDE TECNICHE DELLE TECNOLOGIE DI TRATTAMENTO A cura di. www.crpa.it

Rossi L., Bezzi G. (2024)., *MANUALE OPERATIVO IL DIGESTATO AGRICOLO PER LA FERTILIZZAZIONE ORGANICA CARATTERISTICHE, MODALITÀ E COSTI DI DISTRIBUZIONE.* (n.d.).

Roth GmbH, C. (n.d.). *Informazioni di sicurezza volontarie conformi al formato della scheda dati di sicurezza ai sensi del Regolamento CE 1907/2006 (REACH).* www.carlroth.de

Salimbeni, A. *RE-CORD Modulo 4 Trattamento e smaltimento fanghi FAST.* (2020).

SCHEDE TECNICHE VAGLI SECONDARI ALLEGATO 2. (n.d.). <https://www.sapnapoli.it>

Scialdoni, R. (n.d.). *La mia attività ed esperienza.* www.fire-italia.org

Siciliano, A, et al., (2017), *Trattamento dei digestati per il recupero dell'azoto ammoniacale sottoforma di Struvite.*, *IdA.* (n.d.). <https://doi.org/10.14672/ida.v4i2.1198>

Siciliano A., *IdA.* (n.d.). <https://doi.org/10.14672/ida.v4i2.1198>

STN BIO AGRO. (n.d.). www.gome.it

STOKKERMILL Made in Italy. (n.d.). www.stokkermill.com

STOKKERMILL Made in Italy OVERBELT SEPARATOR. (n.d.). www.stokkermill.com

Swinbourn, R., Li, C., & Wang, F. (2024). A Comprehensive Review on Biomethane Production from Biogas Separation and its Techno-Economic Assessments. In *ChemSusChem*. John Wiley and Sons Inc. <https://doi.org/10.1002/cssc.202400779>

Tariffario rifiuti speciali 2024. (n.d.).

Tecnopolo Terra e Acqua Tech, LABORATOR I IMPRESE Caratterizzazione delle zeoliti e del processo di abbattimento di NH₄. (n.d.).

theory. *Computers and Chemical Engineering*, 151.
<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2021.107340>

Turchetti, L., Colonna, C., Naticchioni, V., & Monteleone, G. (n.d.). *Studio sperimentale dei processi di rimozione dell'H₂S da una corrente di biogas simulato in colonna a letto fisso.*

Turton, Richard, Bailie, Richard C, Whiting, Wallace B, Shaeiwitz, & Joseph A. (n.d.). *BROSILOW AND JOSEPH Techniques of Model-based Control CONSTANTINIDES AND MOSTOUFI Numerical Methods for Chemical Engineers with MATLAB Applications CROWL AND LOUVAR Chemical Process Safety: Fundamentals with Applications, 2nd edition CUTLIP AND SHACHAM Problem Solving in Chemical Engineering with Numerical Methods CUTLIP AND SHACHAM Problem Solving in Chemical and Biochemical Engineering with POLYMATH, Excel, and MATLAB, Second Edition DENN Process Fluid Mechanics.*

Uebbing, J., Biegler, L. T., Rihko-Struckmann, L., Sager, S., & Sundmacher, K. (2021). Optimization of pressure swing adsorption via a trust-region filter algorithm and equilibrium theory. *Computers and Chemical Engineering*, 151.
<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2021.107340>

Upadhyay, A., Kovalev, A. A., Zhuravleva, E. A., Kovalev, D. A., Litt, Y. v., Masakapalli, S. K., Pareek, N., & Vivekanand, V. (2023). Recent Development in Physical, Chemical, Biological and Hybrid Biogas Upgradation Techniques. In *Sustainability (Switzerland)* (Vol. 15, Issue 1). MDPI. <https://doi.org/10.3390/su15010476>

Vertical pressure leaf filter MVDCD. (n.d.). www.mahle-industrialfiltration.com

WA700-3 Pala gommata. (n.d.). www.komatsu.eu

Zanin_coclea_svuotamento. (n.d.).

ZEOBIT_2021. (n.d.), O. Bitossi S.r.l

Zhengzhou - <http://www.adsorbentcn.com/13x.htm>

