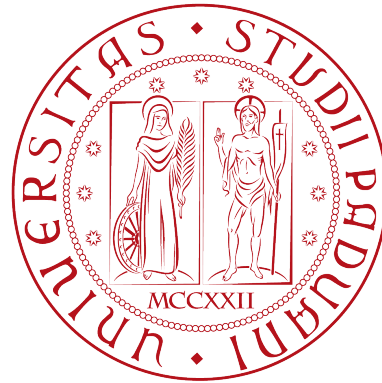


UNIVERSITÀ DEGLI STUDI DI PADOVA

DIPARTIMENTO DI INGEGNERIA INDUSTRIALE



TESI DI LAUREA MAGISTRALE IN  
INGEGNERIA ENERGETICA

*ANALISI E STRATEGIE DI OTTIMIZZAZIONE  
DEI CONSUMI ENERGETICI IN IMPIANTI A  
BIOGAS*

*EVALUATION AND STRATEGIES TO  
OPTIMIZE ENERGY CONSUMPTION ON  
BIOGAS PLANT*

RELATORE: Prof.ssa Ing. Anna Stoppato

CORRELATORE: Ing. Matteo P. Mazzero - IES Biogas srl

LAUREANDO  
Alessandro Del Ben

ANNO ACCADEMICO 2014/2015

.

# Sommario

Il seguente elaborato di tesi si focalizza sulla ricerca di una serie di possibili soluzioni che possano limitare i consumi energetici, in termini di alimentazione e di gestione, in impianti a biogas destinati alla produzione di energia elettrica.

L'analisi e le strategie adottate hanno riguardato gli aspetti gestionale e di alimentazione. Dopo una prima analisi di valutazione e conoscenza della situazione attuale di gestione e funzionamento dell'impianto, si è passati a definire delle soluzioni in base a due aspetti: uno puramente tecnico, fondato su di un parametro gestionale che ha riguardato il tempo di ritenzione (HRT); l'altro tecnico-economico, andando ad inserire delle matrici sulla base della loro potenzialità produttiva di biogas e del loro prezzo.

Per avere una risposta immediata, senza dovere aspettare i tempi biologici di esercizio dell'impianto, si è realizzato un modello che simulasse gli autoconsumi e la produzione di biogas, in modo da conoscere i valori di autoconsumo e produzione delle situazioni di ottimali adottate.

Un'attenta analisi della ripartizione degli autoconsumi realizzata con questo modello ha permesso di fare diverse considerazioni, in particolar modo conoscere l'esatta ripartizione dell'energia assorbita da ogni singolo componente e, successivamente, trovare delle soluzioni di tipo gestionale - mantenendo i componenti esistenti dell'impianto senza andarli a sostituire - per limitare questi consumi.

In conclusione, dall'analisi di ottimizzazione si è riusciti ad ottenere un notevole risparmio, grazie a una strategia di ripartizione delle tempistiche di azionamento dei componenti elettromeccanici e di gestione di tipo tecnico-economico.



# Indice

<b>Sommario</b>	<b>2</b>
<b>Introduzione</b>	<b>12</b>
<b>1 Biomassa</b>	<b>15</b>
1.1 Resa energetica della biomassa . . . . .	16
<b>2 Biogas</b>	<b>21</b>
2.1 Caratteristiche chimico-fisiche del biogas . . . . .	21
2.2 Digestione anaerobica . . . . .	23
2.2.1 Processo di digestione . . . . .	23
2.2.2 Composti indesiderati . . . . .	24
2.2.3 Temperatura di esercizio . . . . .	25
<b>3 Parametri caratteristici di un impianto</b>	<b>27</b>
3.1 Caratterizzazione del substrato . . . . .	27
3.2 Caratterizzazione dei reattori . . . . .	30
3.3 Parametri gestionali nei reattori . . . . .	33
3.3.1 Tempo di ritenzione . . . . .	33
3.3.2 Carico organico volumetrico COV . . . . .	34
3.3.3 Carico organico riferito alla biomassa o ai solidi volatili nel reattore $CF$ . . . . .	35
3.3.4 Produzione specifica di gas $SGP$ . . . . .	35
3.3.5 Velocità di produzione del biogas $GPR$ . . . . .	35
3.3.6 Efficienza di rimozione del substrato $\eta$ . . . . .	36
3.4 Processo in reattore continuo . . . . .	36
3.5 Parametri di processo . . . . .	39
3.5.1 Rapporto tra VFA e alcalinità totale . . . . .	41
3.5.2 Controllo del $pH$ . . . . .	41
3.5.3 Composizione e produzione di biogas . . . . .	41
<b>4 Impianto</b>	<b>43</b>
4.1 Descrizione dell'impianto . . . . .	43
4.2 Componenti elettromeccanici . . . . .	52
4.3 Programma di alimentazione . . . . .	56

<b>5</b>	<b>Analisi</b>	<b>59</b>
5.1	Aspetti chimico-fisici . . . . .	60
5.1.1	Fisici . . . . .	60
5.1.2	Chimici . . . . .	61
5.2	Aspetti tecnologici e gestionali . . . . .	63
5.3	Aspetti energetici . . . . .	69
5.3.1	Modello degli autoconsumi . . . . .	71
5.3.2	Verifica del modello . . . . .	78
5.3.3	Ripartizione degli autoconsumi e soluzioni di ottimizzazione . . . . .	80
5.4	Aspetti economici . . . . .	84
<b>6</b>	<b>Ottimizzazione</b>	<b>87</b>
6.1	Analisi della situazione attuale . . . . .	88
6.2	Ottimizzazione sulla base degli aspetti gestionali . . . . .	94
6.2.1	Tempo di ritenzione . . . . .	94
6.3	Ottimizzazione sulla base economica . . . . .	103
6.4	Confronti: situazione attuale e ottimizzata . . . . .	111
	<b>Conclusioni</b>	<b>120</b>
	<b>Bibliografia</b>	<b>127</b>

# Elenco delle figure

1	Algoritmo di analisi . . . . .	14
1.1	Composizioni generali di matrici organiche . . . . .	16
1.2	Composizione insilato di mais . . . . .	17
1.3	reattore pilota per il calcolo del BMP (laboratorio CRPA) . . . . .	19
1.4	reattore pilota per il calcolo del BMP(Laboratorio CRPA) . . . . .	19
2.1	Processo di digestione anaerobica (fonte arpa) . . . . .	24
2.2	produzione di biogas da diverse sostanze organiche ( <i>la filiera del biogas</i> ) . . . . .	25
2.3	zolfo presente all'interno del reattore . . . . .	25
2.4	<i>Produzione di biogas in funzione del tempo di ritenzione e di biogas</i> (cocco,palomba,puddu Tecnologie delle energie rinnovabili) . . . . .	26
3.1	Solidi volatili presenti all'interno del digestore . . . . .	28
3.2	digestore di tipo WET ( <a href="http://www.americanbiogascouncil.org">www.americanbiogascouncil.org</a> ) . . . . .	31
3.3	tipologia impiantistica con reattore cilindrico ( <a href="http://www.bregalantisrl.it">www.bregalantisrl.it</a> ) . . . . .	31
3.4	digestore di tipo DRY( <a href="http://www.americanbiogascouncil.org">www.americanbiogascouncil.org</a> ) . . . . .	32
3.5	Produzione di biogas in funzione del tempo di ritenzione . . . . .	33
3.6	Sistema di titolazione per biogas con risultati (HACH-lange) . . . . .	40
3.7	rappresentazione dei parametri principali di gestione del processo in un impianto a biogas ( <i>Two-phase anaerobic digestion of coffee wet wastewater: Effect of recycle on anaerobic process performance</i> Rev Cie Téc Agr vol.23 no.1 San José de las Lajas ene.-mar. 2014) . . . . .	42
4.1	Schema di impianto (fonte I.E.S. biogas) . . . . .	43
4.2	Struttura stalla . . . . .	44
4.3	Sistema di raschiatura . . . . .	44
4.4	pre-vasca di alimentazione . . . . .	45
4.5	sistema di carico biomasse solide . . . . .	45
4.6	reattori . . . . .	46
4.7	Campo d'azione di un agitatore veloce . . . . .	46
4.8	Sistemi di agitazione . . . . .	47
4.9	Sistema di riscaldamento e di circolazione . . . . .	47
4.10	post-reattore e vasca di stoccaggio coperta . . . . .	48
4.11	telo gasometrico a doppia membrana ( <a href="http://www.wiefferink.nl">www.wiefferink.nl</a> ) . . . . .	48
4.12	vasca e trincea di stoccaggio . . . . .	49
4.13	distribuzione del biogas . . . . .	50

4.14	cogeneratore AB	51
4.15		51
4.16	software di gestione IES biogas srl	52
4.17	Valvole pneumatiche e compressore	54
5.1	Schematizzazione dell'impianto	59
5.2	Andamento della temperatura interna al reattore preso a campione	60
5.3	Caratteristica climatica comune di Trescore Cremasco CR	61
5.4	Andamento del FOS/TAC	61
5.5	Andamento del pH	62
5.6	alimentazione dicembre 2014	63
5.7	Solidi Volatili Totali in [t]	63
5.8	Quantità di biogas prodotto	65
5.9	Produzione specifica di biogas	65
5.10	tempo di residenza HRT	66
5.11	Carico Organico Volumetrico	67
5.12	Confronto tra COV reale e COV di progetto	67
5.13	Confronto tra HRT reale e HRT di progetto	68
5.14	schema flussi energetici	69
5.15	Vogelsang BioCut e pompa volumetrica (catalogo Vogelsang)	73
5.16	Separatore solido/ liquido SEPCOM (catalogo SEPCOM)	74
5.17	Valvola pneumatica (catalogo TECOFI)	75
5.18	Programma azionamento agitatori	75
5.19	Autoconsumi: letti e teorici	78
5.20	Confronto autoconsumi	79
5.21	Ripartizione dei consumi per singolo componente - dicembre	80
5.22	Frese e sistema di carico a coclee	81
5.23	Situazione di carico attuale	81
5.24	Situazione di carico ottimizzata	82
5.25	Nuova ripartizione degli autoconsumi per singolo componente - dicembre	83
5.26	Confronto autoconsumi - situazione attuale con la configurazione ottimale del funzionamento delle frese	83
5.27	Tabella 3 art. 2; comma 145; Finanziaria 2008	84
5.28	Ripartizione del ricavo	85
6.1	Tonnellate di matrici - Situazione analizzata	89
6.2	Tempo di ritenzione - Situazione analizzata	89
6.3	COV - Situazione analizzata	90
6.4	Biogas teorico prodotto - Situazione analizzata	90
6.5	Confronto parametri di progetto con parametri analizzati - Situazione attuale	91
6.6	Bilancio economico - Situazione analizzata	93
6.7	Bilancia	94
6.8	COV - HRT ottimale	97
6.9	Tonnellate di matrice - HRT ottimale	98
6.10	Biogas prodotto - HRT ottimale	99

6.11	Confronto parametri di progetto con parametri analizzati - Ottimo HRT . . . . .	100
6.12	Bilancio economico - Ottimo HRT . . . . .	102
6.13	Alimentazione - ottimo economico . . . . .	106
6.14	COV - ottimo economico . . . . .	106
6.15	HRT - ottimo economico . . . . .	107
6.16	Produzione di biogas - ottimo economico . . . . .	107
6.17	Confronto parametri di progetto con parametri analizzati - Ottimo economico . . . . .	108
6.18	Bilancio economico - ottimo economico . . . . .	110
6.19	Biogas prodotto totale - quadrimestre . . . . .	112
6.20	Andamento del Biogas teorico prodotto - quadrimestre . . . . .	113
6.21	Andamento degli autoconsumi - quadrimestre . . . . .	115
6.22	Energia netta totale - quadrimestre . . . . .	116
6.23	Spesa totale matrici - confronto . . . . .	117
6.24	Utili totali - quadrimestre . . . . .	118
6.25	Parametro di bontà - confronto . . . . .	121



## Elenco delle tabelle

2.1	Composizione media di biogas considerando una corretta fermentazione (B. Lagrange, <i>Il biogas</i> ) . . . . .	23
3.1	Alimentazione giorno i-esimo . . . . .	29
3.2	tipologia di reattori . . . . .	30
3.3	Valori tipici dei coefficienti metanogenesi (Gujer e Zender, 1983; Noike et al., 1985; Harper e Pohland, 1986; Pavlostatis e Giraldo, 1991; Romli et al., 1995; Angelidaki et al., 1998) . . . . .	38
3.4	Regole empiriche nella comprensione dei valori di FOS/TAC (DEULA-Nienburg) . . . . .	41
4.1	componenti zona di carico . . . . .	53
4.2	componenti zona di movimentazione . . . . .	53
4.3	componenti zona di pilotaggio . . . . .	54
4.4	componenti zona di estrazione . . . . .	55
4.5	Soffiante . . . . .	55
4.6	componenti zona di gestione globale . . . . .	55
4.7	Alimentazione media tra dicembre 2014 e marzo 2015 . . . . .	56
4.8	Caratteristica dei substrati . . . . .	57
5.1	Caratteristica dei substrati . . . . .	62
5.2	Flussi di energia . . . . .	70
5.3	ricetta giorno 26/12/2014 . . . . .	72
5.4	Energia autoconsumata: letta e teorica . . . . .	78
5.5	Confronto di validazione del modello . . . . .	79
5.6	Prezzo matrici . . . . .	84
6.1	Energia - Situazione analizzata . . . . .	92
6.2	Costo delle matrici - Situazione analizzata . . . . .	92
6.3	Ripartizione costi e ricavi - Situazione analizzata . . . . .	93
6.4	Energia prodotta e autoconsumata - HRT ottimale . . . . .	101
6.5	Costo delle matrici - HRT ottimale . . . . .	101
6.6	Ripartizione costi e ricavi - HRT ottimale . . . . .	102
6.7	indici di convenienza . . . . .	103
6.8	Energia prodotta e autoconsumata - ottimo economico . . . . .	109
6.9	Costo delle matrici - ottimo economico . . . . .	109
6.10	Ripartizione costi e ricavi - ottimo economico . . . . .	110
6.11	Biogas prodotto - confronto . . . . .	111
6.12	Energia lorda prodotta - confronto . . . . .	114

6.13	Energia autoconsumata - confronto . . . . .	114
6.14	Energia netta - confronto . . . . .	116
6.15	Matrici - confronto . . . . .	117
6.16	Ricavi - confronto . . . . .	118
6.17	Utili - confronto . . . . .	118
6.18	Biogas prodotto . . . . .	119
6.19	Spesa . . . . .	119
6.20	Parametro di Bontà . . . . .	120
6.21	Alimentazione ottimale - ottenuta da PdB . . . . .	120
6.22	Utili a confronto . . . . .	126
.		

# Introduzione

Il seguente elaborato di tesi si concentra nell'analisi di tipo energetico economico di un impianto a biogas, con l'obiettivo principale di limitarne la spesa complessiva di alimentazione e di gestione, portando attenzione agli assorbimenti dei componenti elettromeccanici e al quantitativo di matrici inserite. In particolare si vuole stabilire un programma di alimentazione che sia il più costante e produttivo possibile, in modo tale da riuscire a limitare gli autoconsumi dei sistemi di carico e di miscelazione.

Il caso studiato è stato commissionato dall'azienda agricola Eredi fratelli Carioni, ubicata a Trescore Cremasco (Crema) e in possesso di un impianto a biogas dalla taglia di 1MW. L'azienda, in previsione di un possibile aumento del prezzo delle materie prime - e volta ad un'ottica di risparmio energetico dell'impianto -, si è affidata all'azienda IES biogas - realizzatrice dell'impianto - per studiare le possibili soluzioni di ottimizzazione.

Lo studio si è articolato in più fasi. Da un'analisi riguardante la catalogazione della componentistica costituente l'impianto e l'attuale processo di gestione, si sono raccolti i dati caratteristici dell'impianto: per le matrici di alimentazione si sono definite le tipologie, il quantitativo e le caratteristiche chimico-fisiche; si è calcolata la produzione di biogas teorica in funzione alla tipologia di matrice inserita; si sono calcolati gli assorbimenti dei componenti elettromeccanici e si è calcolata la produzione di energia elettrica immessa in rete.

Analizzando i dati raccolti si sono cercate delle possibili soluzioni di ottimizzazione tecniche e tecnico-economiche. Si sono divise le matrici in matrici non programmabili - matrici che il gestore è libero di utilizzare senza portare attenzione al quantitativo inserito - e matrici programmabili - matrici con le quali il gestore porta l'impianto a rispettare i parametri voluti. La soluzione tecnica prevede di adottare il parametro di gestione del tempo di ritenzione (HRT), così da ricavare, in funzione al quantitativo di matrice inserito, il valore di biogas medio prodotto costante nel tempo. La soluzione tecnico-economica invece prevede di mantenere costante il valore di produzione di biogas giornaliero, andando ad inserire un quantitativo di matrice determinato in base alla produzione specifica e al prezzo di ogni singola matrice.

La determinazione degli autoconsumi nelle situazioni ottimizzate, si ottiene mediante un modello chiamato "modello di autoconsumo" che lega l'assorbimento dei componenti dell'impianto a due aspetti: le tempistiche di azionamento, stabilite nel programma di gestione dell'azienda, e le tempistiche di carico delle matrici all'in-

terno dell'impianto.

Di seguito si riporta l'algoritmo logico con il quale si è condotto lo studio.

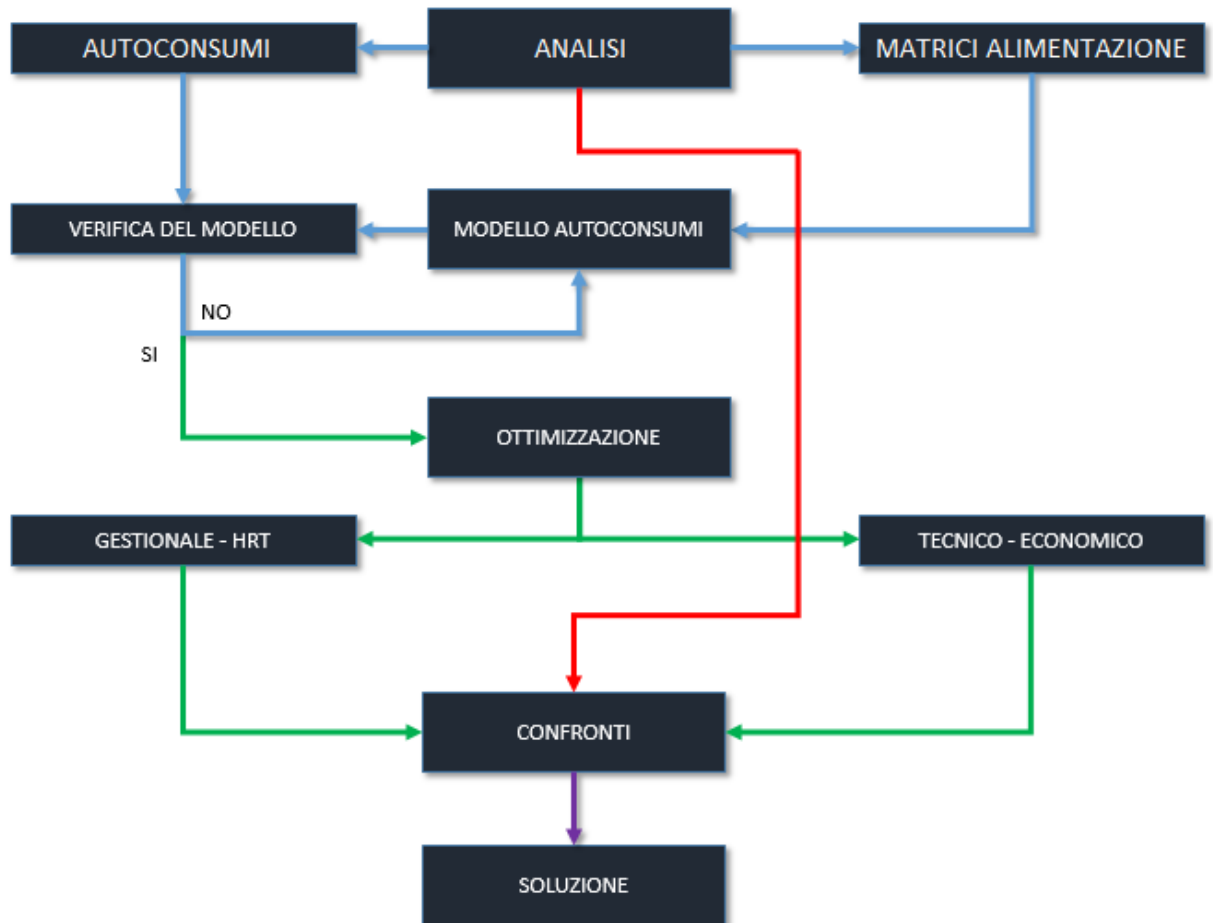


Figura 1: Algoritmo di analisi

# Capitolo 1

## Biomassa

Con il termine biomassa si identifica la *frazione biodegradabile dei prodotti, rifiuti e residui di origine biologica provenienti dall'agricoltura - comprendente sostanze vegetali e animali - dalla silvicoltura e dalle industrie connesse, compresa la pesca e l'acquacoltura nonché la parte biodegradabile dei rifiuti industriali e urbani; include bio-liquidi e biocarburanti* <sup>1</sup>.

Le biomasse hanno origine dai processi di fotosintesi clorofilliana e costituiscono una fonte di energia ricavata direttamente dal sole. Vengono classificate in base alla tipologia:

- specie arboree e erbacee derivanti da coltivazioni agricole e forestali;
- residui di lavorazioni agricole e forestali;
- residui zootecnici derivanti da allevamenti;
- frazione organica dei Rifiuti Solidi Urbani (RSU).

E, in base alla provenienza:

- biomasse residuali derivanti dai processi di lavorazioni;
- biomasse provenienti dalle colture energetiche dedicate.

Le biomasse residuali derivanti da processi di lavorazione di aree verdi, come gli sfalci d'erba, i precipitati da potatura o gli avanzi della manutenzione dei boschi, molto spesso soffrono dell'inconveniente riguardante il loro stoccaggio e il loro possibile riutilizzo. Il problema legato allo stoccaggio della biomassa riguarda la decomposizione della stessa con conseguente liberazione di prodotti gassosi, nocivi per l'ambiente, come il metano ( $CH_4$ ) - il quale contribuisce all'aumento dell'effetto serra in misura 20 volte superiore a quella dell'anidride carbonica ( $CO_2$ ) e composti liquidi come percolato.

L'utilizzo delle biomasse all'interno degli impianti per la produzione di energia è sempre vantaggioso, in quanto si riduce la pressione ambientale legata allo stoccaggio e allo smaltimento, producendo energia termica ed elettrica utile a vari processi.

---

<sup>1</sup>Definizione riportata dall'articolo 3, paragrafo 20, del MRR

Le biomasse derivanti da colture energetiche dedicate alla produzione di biogas vengono suddivise in:

- **colture oleaginose:** colza, soia, girasole ecc., dalle quali si produce biodiesel;
- **colture alcoligene:** canna da zucchero, sorgo zuccherino barbabietola, mais, frumento ecc., dalle quali si produce etanolo;
- **colture legno-cellulosiche:** impiegate per produrre sostanza secca combustibile.

In questo elaborato, si farà riferimento a colture energetiche dedicate in particolare: al mais sotto forma di insilato di mais e farina di mais, alle biomasse residuali quali letame, liquame, sfalci, ortaggi e sottoprodotti della lavorazione del latte.

## 1.1 Resa energetica della biomassa

La resa energetica di una biomassa dipende da due fattori molto importanti: il primo è un *fattore qualitativo* che definisce cosa è presente all'interno della biomassa, andando ad identificare quanto è ricca di molecole trasformabili in biogas; il secondo è un *fattore quantitativo* che stabilisce la quantità di molecole presenti al suo interno, atte ad essere trasformate in metano.

Le biomasse in quanto tali, sono costituite da tre macro componenti: acqua ( $H_2O$ ) - Solidi Volatili Totali (SVT) e ceneri.

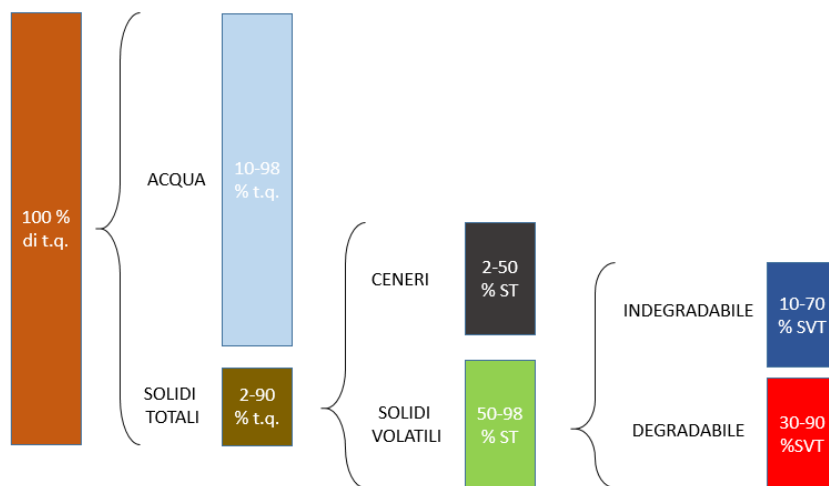


Figura 1.1: Composizioni generali di matrici organiche

Si prenda in considerazione un'unità di tal quale di una qualsiasi biomassa - (vedi figura 1.1) si ha che per tale unità la percentuale di Sostanza Secca Totale (ST), che rappresenta la parte solida contenuta, varia in modo rilevante all'interno del tal quale - per tal quale si intende il quantitativo di sostanza in termini di peso - passando da valori del 2% fino a valori del 90%. La restante parte, costituita da  $H_2O$ . All'interno della ST troviamo una percentuale variabile di SVT che rappresentano la parte organica e una percentuale di ceneri le quali costituiscono gli inerti del sistema.

All'interno della SVT, non tutta la parte organica si degrada ma solamente una percentuale. Questa percentuale varia in funzione di diversi parametri quali il tempo, le condizioni ambientali nelle quali giace la sostanza e di fattori inibitori legati al processo.

Diremo quindi che risulta di notevole importanza conoscere la quantità di SVT presente nel tal quale, in modo da stabilire teoricamente la potenzialità metanigena della biomassa - per potenzialità metanigena si intende la capacità da parte dei batteri di trasformare in metano la matrice organica.

### Solidi volatili SVT

Come definito in precedenza, i SVT sono i diretti responsabili della produzione di biogas. Un contenuto nel tal quale di ST elevato, associato ad un contenuto di ceneri basso, porta ad avere un valore di biogas prodotto elevato. La quantità di SVT è data dalla relazione

$$SVT = ST - ceneri$$

Durante la raccolta dei dati, si sono fatte delle analisi sperimentali in modo da calcolare i parametri caratteristici dell'impianto e delle biomasse con metodi che vedremo nei capitoli successivi.

Considerando una biomassa *i*-esima come l'insilato di mais, si è visto che questo presenta una composizione del tipo in figura 1.2

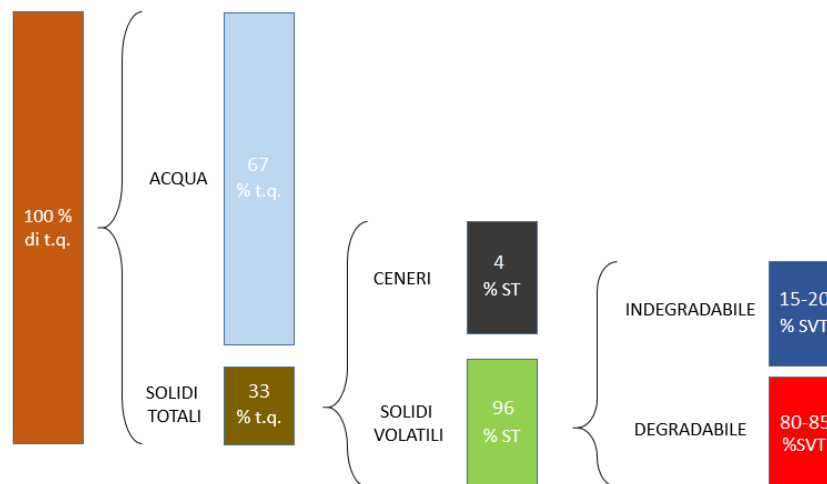


Figura 1.2: Composizione insilato di mais

volendo determinare il quantitativo di sostanza volatile (SVT) presente in una tonnellata di insilato di mais, si procede nel seguente modo

$$m_{\text{insilato t.q.}} = 1 \text{ t}$$

$$m_{\text{insilato ST}} = 1 \cdot 33\%_{ST} = 0,33 \text{ t}$$

$$m_{\text{insilato SVT}} = 0,33 \cdot 69\%_{SVT} = 0,23 \text{ t}$$

delle 0,23 t di sostanza volatile calcolata, solamente una percentuale compresa tra l'80 e 85 % ovvero 0,184 t e 0,195 t verranno decomposte e saranno utili a produrre biogas.

## Potenziale metanigeno o BMP

L'elemento base per la conoscenza della produzione di biogas è il potenziale metanigeno massimo - Biochemical Methane Potential (BMP) - il quale esprime la quantità di biogas massimo potenzialmente ottenibile dalla degradazione di una o più biomasse. Il BMP, unito al potenziale produttivo di metano della singola biomassa e alla composizione del biogas misurata in esercizio, rappresenta un elemento utile a definire il corretto funzionamento del processo in termini di:

- velocità di degradazione;
- caratteristiche del digestato;
- composizione chimica;
- caratteristiche fisiche.

La norma VDI 4630<sup>2</sup>, stabilisce che le unità di misura con la quale esprimere il BMP sono i  $[Nm^3/kgSVT]$  o  $[Nm^3/tSVT]$  - concettualmente il volume normale di metano rappresenta il volume di gas alle condizioni di riferimento di 101,4  $[kPa]$  e 0 °C per unità di massa di solidi volatili.<sup>3</sup>

Per calcolare il potenziale metanigeno vi sono vari metodi:

Il primo metodo è l'**analisi di tipo chimico** che consiste nel suddividere la sostanza organica in macro-componenti: lipidi, proteine, carboidrati e lignina. Inoltre è possibile fare un'ulteriore caratterizzazione sulla base di: carbonio (C), azoto (N), zolfo (S), fosforo (P), magnesio (Mg) e potassio (K). Sulla base di questi parametri, è possibile dare un primo giudizio in termini di fermentescibilità del substrato, sui fattori di inibizione e sulla resa in termini di biogas prodotto.

Il secondo è il **metodo statico**. L'analisi del BMP statico (analisi in batch o in discontinuo) è condotta in laboratorio simulando all'interno di un ambiente controllato, quanto avviene in un digestore anaerobico. La biomassa da valutare è inizialmente analizzata e poi miscelata ad un inoculo "affamato", cioè un substrato organico predigerito e proveniente da un impianto che già utilizza la biomassa da valutare, e ad una soluzione di sali per tamponare la produzione di acidi e fornire i micronutrienti essenziali al corretto sviluppo del consorzio batterico. La predigestione dell'inoculo ha lo scopo di ridurre la generazione di gas non specifico, diminuendo di conseguenza l'influenza dello stesso sul risultato finale.

Il terzo e ultimo è il **metodo dinamico**. Questo metodo prevede di realizzare piccoli digestori di volume indicativo di 1050 litri, miscelati e riscaldati, che possono essere caricati e scaricati tutti i giorni in modo da simulare il carico organico e il tempo di ritenzione voluto. La produzione di biogas viene misurata in continuo. Vista la bassa portata oraria, la metodologia per quantificare la produzione di biogas deve essere particolarmente accurata. Inoltre è possibile cambiare le condizioni di esercizio in continuo e verificare cosa accade, andando a modificare improvvisamente: una dieta, la temperatura di esercizio oppure l'efficienza di additivi atti a migliorare la resa energetica. Ovviamente la possibilità di scaricare ogni giorno

<sup>2</sup>guideline to Fermentation of organic materials Characterisation of the substrate, sampling, collection of material data, fermentation tests

<sup>3</sup>agronotizie.imaginenetwork.com/bio-energie-rinnovabili/2014/09/03/il-Bmp-quello-sconosciuto/39550

parte del digestato permette di controllare le condizioni di equilibrio di acido basico, della composizione chimica e la presenza di eventuali fattori inibenti. Analizzando e pesando tutti i componenti delle biomasse caricate e scaricate è possibile, infine, elaborare un bilancio di massa dei diversi composti e verificarne la degradabilità. La scelta del tipo di valutazione dipende dal grado di approfondimento necessario per lo studio e dall'importanza che la biomassa ha nella dieta dell'impianto

La **metodologia di valutazione di tipo chimico** ha il vantaggio di essere semplice, veloce ed economica, mentre presenta lo svantaggio di avere bassa accuratezza e di non tenere conto dell'efficienza biologica;

La **metodologia di tipo statico** è replicabile, considera l'efficienza biologica e risulta relativamente economica anche se necessita di tempi di circa 60 giorni;

Per quanto riguarda la **metodologia di tipo dinamico**, essa è il tipo di valutazione più affidabile in quanto permette di simulare le condizioni di carico e le sinergie chimico-biologiche; questo processo però avviene nell'arco di tempo di un periodo di tre mesi, rappresentando il difetto di questa metodologia".



Figura 1.3: reattore pilota per il calcolo del BMP (laboratorio CRPA)



Figura 1.4: reattore pilota per il calcolo del BMP (Laboratorio CRPA)



# Capitolo 2

## Biogas

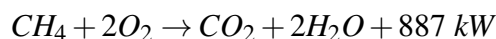
La trasformazione della materia organica in prodotti chimici durante un processo di fermentazione anaerobica, ovvero in assenza di ossigeno, avviene grazie alla degradazione dei substrati di materia ad opera di varie specie batteriche. Il risultato di questo processo viene chiamato **biogas**.

### 2.1 Caratteristiche chimico-fisiche del biogas

Il biogas è una miscela composta da gas quali metano, anidride carbonica, vapore acqueo, idrogeno e composti solforati, le cui quantità e composizioni variano in funzione ai tempi di permanenza all'interno dei digestori e alle temperature interne al processo di digestione.

#### Metano

Il metano ( $CH_4$ ) è un gas leggero, con densità rispetto all'aria pari allo 0,55%. Non tende ad accumularsi al suolo come altri gas quali butano e propano, nelle condizioni standard a  $25\text{ °C}$  e  $p = 1\text{ bar}$ , si trova sotto forma di gas inodore, incolore e non tossico. La presenza di metano nel biogas varia tra il 50/80%. Essendo un gas poco solubile in acqua ( $H_2O$ ), risulta molto semplice separarlo dall'anidride carbonica ( $CO_2$ ) mediante gorgogliamento, essendo l'anidride carbonica più solubile rispetto all'acqua. Il metano ha un potere calorifico di  $35,7\text{ MJ}/m^3$  e la reazione di combustione è



#### Anidride carbonica

L'anidride carbonica ( $CO_2$ ) è un gas inodore, incolore e insapore, presente nel biogas in percentuali variabili tra il 50/20%. La sua densità è  $\rho = 1,97\text{ g}/l$ . In presenza di acqua tende a formare acido carbonico ( $H_2CO_3$ ).

#### Azoto

L'azoto ( $N_2$ ) è un gas incolore e inodore, presente in atmosfera al 78%. La presenza di azoto, all'interno del biogas, è un parametro che identifica la presenza di ossigeno, pertanto costituisce un campanello d'allarme riguardante le anomalie

nel funzionamento - possibile depressione interna al reattore con conseguente richiamo di aria dall'esterno. Ad alte temperature l'azoto si lega con l'ossigeno ( $O_2$ ) formando ossidi di azoto ( $NO_x$ )

### **Ammoniaca**

L'ammoniaca ( $NH_3$ ) è un gas incolore, incombustibile e dall'odore pungente, di massa molecolare pari a 17 g e densità  $\rho = 0,77$  g/l. Se disciolto in acqua forma idrato di ammonio ( $NH_4OH$ ), il quale reagendo con acido carbonico dà origine a carbonato ammonico, un prodotto ad alto valore fertilizzante. La presenza di ammoniaca libera, nel biogas, indica che la fermentazione si trova in condizione aerobica.

### **Idrogeno**

L'idrogeno ( $H_2$ ) è un gas inodore, incolore e insapore. Oltre ad essere il più leggero tra tutti i gas presenti in natura, si combina con l'ossigeno formando acqua. La presenza di idrogeno nel biogas denota una fermentazione non stabile e non ancora giunta a regime.

### **Idrogeno solforato**

L'idrogeno solforato ( $H_2S$ ) è un gas incolore, ma di odore nauseabondo. Si trova in natura, mescolato al gas naturale. Dalla reazione con l'ossigeno forma anidride solforosa ( $SO_2$ ) e anidride solforica ( $SO_3$ ) la quale dà origine all'acido solforico, presente nelle piogge acide. In fase psicrofila - condizione che verrà presa nel dettaglio in seguito -, utilizzando determinati substrati per la fermentazione, è possibile avere una produzione notevole di idrogeno solforato. All'interno del reattore la presenza di idrogeno solforato viene regolata mediante insufflazione di aria.

In tabella 3.1 viene rappresentata la composizione media di biogas prodotta da una corretta fermentazione di materiale organico. Si può notare che la composizione di biogas è data per un terzo dalla presenza di anidride carbonica e per i restanti due terzi da metano.

Il potere calorifico di un biogas varia tra i 18 e i 27 [ $MJ/Nm^3$ ].<sup>1</sup>

---

<sup>1</sup> [www.arpa.emr.it](http://www.arpa.emr.it)

Gas	Formula	Percentuale volumetrica
Metano	$CH_4$	50 ÷ 80%
Anidride carbonica	$CO_2$	35 ÷ 40%
Idrogeno	$H_2$	1 ÷ 3%
Ossigeno	$O_2$	0,1 ÷ 1%
Ossido di carbonio	CO	0 ÷ 0,1%
Azoto	$N_2$	0,5 ÷ 3%
Gas diversi	$H_2S NH_3 C_N H_n$	1 ÷ 5%
Vapore acqueo	$H_2O$	variabile

Tabella 2.1: Composizione media di biogas considerando una corretta fermentazione (B. Lagrange, *Il biogas*)

## 2.2 Digestione anaerobica

Le sostanze organiche di origine animale e vegetale, in assenza di ossigeno, vengono decomposte da microrganismi anaerobi i quali presentano basse velocità di crescita e basse cinetiche di reazione. Volendo avere una condizione di degradazione la più stabile possibile, si dovrà cercare di non creare brusche variazioni dei parametri di esercizio - temperatura, agitazione, carico - durante tutto il processo di decomposizione.

### 2.2.1 Processo di digestione

Nella figura 2.1 vengono rappresentate le tre macro suddivisioni di un processo di digestione anaerobica (DA).

I protagonisti di un processo di DA sono i batteri i quali influenzano il processo secondo tre fasi ben distinte:

#### 1 Idrolisi

#### 2 Fermentazione

#### 3 Metanogenesi

Nella fase di **idrolisi**, sono presenti colonie di batteri *idrolitici* e *funghi* che agiscono sulle macromolecole biodegradabili, dissociandone i composti organici complessi come carboidrati, proteine e grassi, per trasformarli in molecole più semplici.

La **fermentazione** è caratterizzata dallo sviluppo in serie di *batteri acidogeni*, *batteri acetogeni* e *batteri omoacetogeni*.

I *batteri acidogeni* utilizzano i composti organici semplici, derivanti dall'azione dei batteri idrolitici, per produrre acidi organici a catena corta.

I *batteri acetogeni*, partendo dagli acidi organici prodotti dagli acetogeni, producono acetato, idrogeno e anidride carbonica. Vengono inoltre chiamati *OHPA* cioè produttori obbligati di idrogeno

Infine i *batteri omoacetogeni* utilizzano anidride carbonica e idrogeno per sintetizzare l'acetato.

Nella fase di **Metanogenesi**, che risulta la più delicata, i batteri metanigeni trasformano i prodotti formati durante la fermentazione in metano ( $CH_4$ ). A partire dall'anidride carbonica e dall'idrogeno, i batteri *idrogenotrofi* si attivano per produrre metano che viene liberato sotto forma di gas. La  $CO_2$  prodotta, partecipa alla reazione in relazione alla presenza di carbonati. I batteri *acetoclastici* grazie al metabolismo dell'acido acetico ( $CH_3COOH$ ) producono  $CH_4$  e  $CO_2$

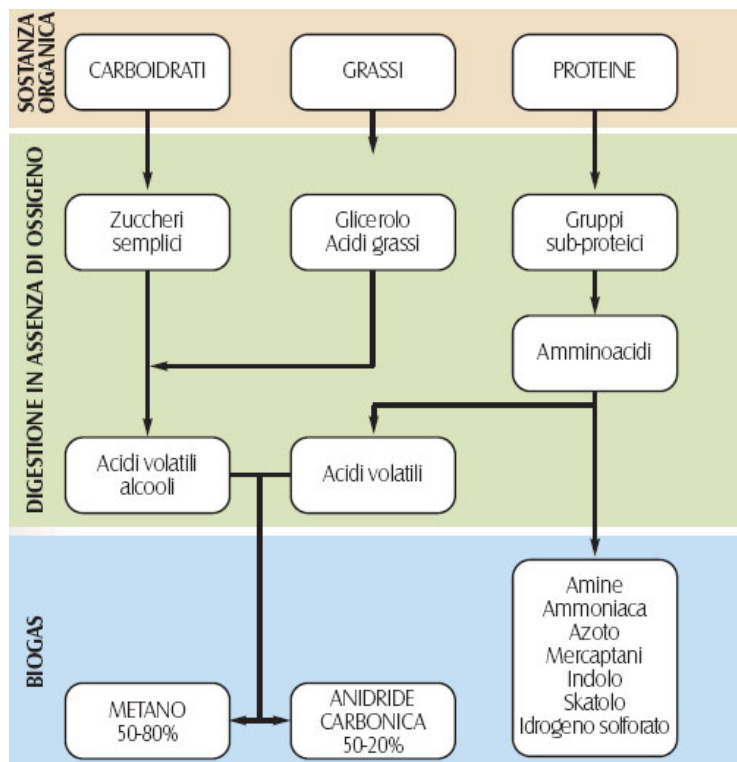


Figura 2.1: Processo di digestione anaerobica (fonte arpa)

Infine avremo che la produzione di biogas partendo dalla sostanza organica viene rappresentata in figura 2.2, dove si nota che la maggiore capacità di produrre metano è attribuibile ai grassi, seguita dalle proteine e dai carboidrati.

### 2.2.2 Composti indesiderati

Durante un processo di digestione anaerobica, si vengono a formare composti indesiderati come l'ammoniaca ( $NH_3$ ) e l'idrogeno solforato ( $H_2S$ ). I valori di

Substrato	BIOGAS	Metano nel Biogas	Metano
	(m <sup>3</sup> /kg)	(%)	(m <sup>3</sup> /kg)
Carboidrati	0,79	50%	0,40
Proteine	0,70	71%	0,50
Grassi	1,25	68%	0,85

Figura 2.2: produzione di biogas da diverse sostanze organiche (*la filiera del biogas*)

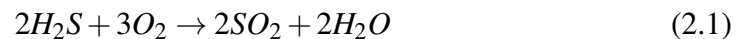
quest'ultimo, nel biogas, devono essere tenuti al di sotto di una certa soglia in modo da evitare problemi di corrosione e di emissione di  $SO_x$  durante il processo di combustione.

Esistono vari metodi per la limitazione di  $H_2S$  nel biogas. Alcuni consistono nell'introdurre cloruro di ferro ( $FeCl_3$ ) il quale produrrà solfuro di ferro e zolfo elementare. Altri si basano sulla filtrazione mediante materiali a base di ossidi di ferro o membrane.



Figura 2.3: zolfo presente all'interno del reattore

Il metodo di maggiore impiego utilizzato consiste nell'insufflare limitate quantità di aria nella zona superiore del reattore, in modo tale che in presenza di ossigeno, secondo la relazione 2.1 e l'azione di batteri specializzati, trasformi l'idrogeno solforato in zolfo elementare.



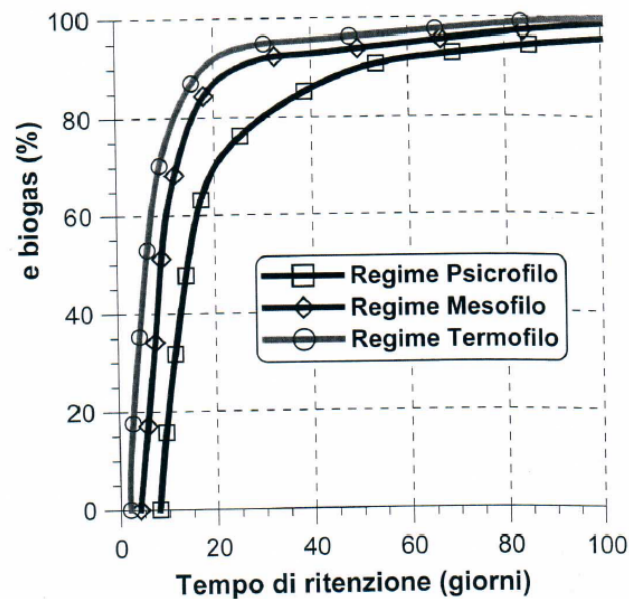
Mediante la procedura descritta, si riescono ad ottenere concentrazioni di  $H_2S$  nel biogas comprese tra i  $20 \div 100$  ppm.

### 2.2.3 Temperatura di esercizio

L'attività anaerobica si sviluppa in un range di temperature compreso tra i  $-5$  e i  $70^\circ C$ , all'interno del quale le colonie batteriche hanno modo di svilupparsi e mantenersi attive.

La digestione anaerobica può essere condotta secondo tre regimi diversi, basati sulla temperatura di esercizio.

Il primo regime è definito regime **psicrofilo**, la cui temperatura di esercizio è limitata ai  $20^\circ C$ . Il secondo è chiamato regime **mesofilo**, nel quale la temperatura è



**Figura 2.4:** *Produzione di biogas in funzione del tempo di ritenzione e di biogas (cocco,palomba,puddu Tecnologie delle energie rinnovabili)*

compresa tra  $30 \div 35^{\circ}\text{C}$ . Infine si ha un regime **Termofilo** nel quale la temperatura è compresa tra  $40 \div 60^{\circ}\text{C}$ .

In generale si può osservare che, all'interno dell'intervallo ottimale di esercizio, la produzione di biogas e la rimozione di substrato incrementano in coincidenza dell'innalzamento della temperatura<sup>2</sup>.

La temperatura di reazione determina anche la durata del processo, definita pure tempo di residenza o di ritenzione: se il processo avviene in regime mesofilo i tempi di permanenza sono compresi tra 15 e 50 giorni, in regime termofilo il tempo è compreso tra i 15 e i 16 giorni, mentre in regime psicrofilo è di circa 60-120 giorni.

<sup>2</sup>Stafford et al., 1980

# Capitolo 3

## Parametri caratteristici di un impianto

Il componente principale di un impianto a biogas è il reattore, chiamato comunemente digestore, all'interno del quale avvengono i processi di degradazione delle matrici organiche. I parametri caratteristici, che verranno illustrati in seguito, ne definiscono l'esercizio in termini di produzione di biogas in relazione al volume del reattore, alla permanenza della massa, alla concentrazione dei microorganismi e al tipo di substrato inserito.

### 3.1 Caratterizzazione del substrato

Il substrato è caratterizzato in termini di *ST* contenuti al suo interno, di solidi volatili *SVT*, di Domanda Chimica di Ossigeno *COD*, di Domanda Biologica di Ossigeno a cinque giorni *BOD<sub>5</sub>* e di Domanda Biologica di Ossigeno a venti giorni *BOD<sub>L</sub>*.

*ST* Solidi totali: rappresentano il contenuto di sostanza secca presente in un campione, determinato mediante essiccamento attraverso l'utilizzo di una stufa portata alla temperatura di 105°C per un tempo di 24 ore;

*SVT* Solidi Volatili Totali: rappresentano la frazione di sostanza secca che si volatilizza dopo un processo di combustione condotto alla temperatura di 550°C fino al raggiungimento del peso costante. Questa sostanza rappresenta la parte organica del processo che subisce la decomposizione. I *SVT* vengono misurati dalla differenza tra *ST* e la parte inerte residuale della combustione - cenere;

*COD* chemical oxygen demand o domanda chimica di ossigeno: rappresenta la quantità di ossigeno consumata per l'ossidazione della sostanza organica. Viene determinata attraverso l'utilizzo di un agente ossidante  $C_2Cr_2O_7$  in ambiente acido;

*BOD<sub>5</sub>* biochemical oxygen demand: è la quantità di ossigeno consumata in cinque giorni in condizioni controllate, per ossidazione biologica della sostanza presente nel campione;

$BOD_L$  biochemical oxygen demand è la quantità di ossigeno consumata in venti giorni;

$C/N$  identifica il rapporto carbonio azoto.

In figura 3.1 sono schematizzati i SVT che andranno inseriti nel reattore, suddivisi in solidi e liquidi. In questo caso si hanno a disposizione matrici, substrati e scarti di processi di lavorazione di vario genere, suddivisi in sostanza solida e liquida.

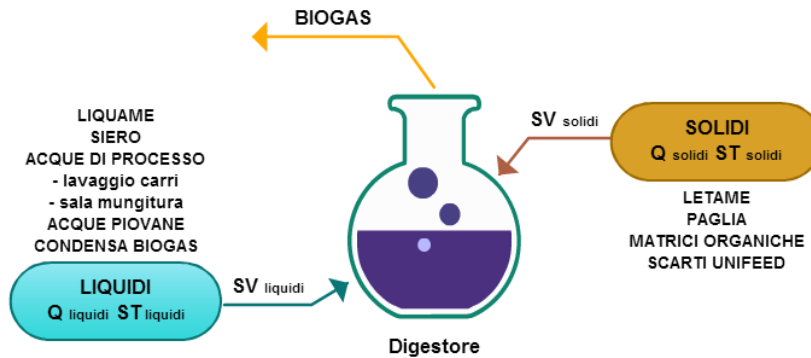


Figura 3.1: Solidi volatili presenti all'interno del digestore

Nel caso sopra raffigurato la sostanza volatile presente nel reattore si determina mediante la relazione 3.1<sup>1</sup>

$$SVT_{digestore} = Q_{solido} ST_{solido} \frac{SVT}{ST_{solido}} + Q_{liquido} ST_{liquido} \frac{SVT}{ST_{liquido}} \quad (3.1)$$

dove:

$SVT_{digestore}$  rappresenta i solidi volatili presenti nel digestore in  $[kg_{SV} / giorno]$ ;

$Q_{solido}$  è la portata di solido in ingresso al reattore in  $[kg / giorno]$ ;

$Q_{liquido}$  è la portata di liquido in ingresso al reattore in  $[kg / giorno]$ ;

$ST$  è la percentuale di solidi totali in  $[kg_{ST} / kg_{t.q.}]$ ;

$SVT / ST$  è la percentuale di solidi volatili rispetto ai totali in  $[kg_{SVT} / kg_{ST}]$ .

### Esempio di calcolo SVT

Si consideri un giorno  $i$ -esimo di alimentazione in un impianto a biogas per il quale si ha una ricetta rappresentata in tabella 3.1.

Suddividendo la portata di liquido - liquame e siero - e la portata di solido - letame e insilato di mais - e considerando le rispettive percentuali di  $ST$  e  $SVT$  otteniamo un valore di  $SVT$  all'interno del digestore di:

$$SVT_{digestore} = (4 \cdot 0,22 \cdot 0,82)_{letame} + (6 \cdot 0,08 \cdot 0,73)_{liquame} + (8 \cdot 0,14 \cdot 0,94)_{siero} \\ + (10 \cdot 0,32 \cdot 0,91)_{insilato} = 5,158 t$$

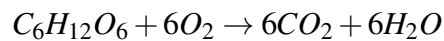
<sup>1</sup> Bovini da latte e biogas (C.R.P.A. spa)

Matrice	quantità [t]	densità [ $kg/m^3$ ]
letame	4	-
liquame	6	900
siero	8	900
insilato di mais	10	-

**Tabella 3.1:** Alimentazione giorno i-esimo

### Determinazione del COD

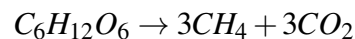
La determinazione stechiometrica della domanda chimica di ossigeno *COD* avviene nel modo seguente. Si consideri il calcolo della produzione di metano dalla molecola di tipo



sapendo che il peso molecolare dell'ossigeno  $O_2$  è di  $32 \text{ g/mol}$ , la COD richiesta per la seguente reazione è

$$COD = 32 \cdot 6 = 192 \text{ g/mol}$$

per una reazione di digestione anaerobica, nella quale non vi è presenza di ossigeno, si ha



dove il numero di moli di metano per kg di COD è calcolato mediante la relazione

$$\frac{3 \cdot 1000}{192} = 15,625 \text{ mol}_{CH_4}$$

## 3.2 Caratterizzazione dei reattori

L'utilizzo di diverse tipologie di matrici per la produzione di biogas ha portato allo sviluppo di tecnologie e processi di produzione diversi tra loro, basati sul contenuto di sostanza secca presente all'interno delle matrici.

Sulla base del contenuto di *ST* vengono identificate le tipologie di reattori e le tecniche di digestione.

I reattori vengono divisi in tre categorie:

tipologia	ST [%sult.q.]
reattore a umido o WET	< 10
reattore semi-secco o SEMY-DRY	10 ÷ 20
reattore a secco o DRY	> 20

Tabella 3.2: tipologia di reattori

Un'ulteriore distinzione della tipologia di reattori viene fatta sulle tecniche di alimentazione, andando a considerare il parametro *in/out* relativo all'immissione e al prelievo di sostanza rispetto al *tempo di ritenzione*; chiamiamo reattori **continui**, quei reattori per i quali le frequenze di *in/out* sono elevate - le matrici vengono miscelate all'interno del reattore - mentre si definiscono reattori **discontinui** quei reattori la cui frequenza di *in/out* coincide con il tempo di ritenzione - un esempio ne è il sistema flusso a pistone, dove le matrici vengono spinte e di conseguenza si sviluppano fasi diverse lungo la corsa.

Un'ultima distinzione della tipologia di reattori è il confinamento dello sviluppo della digestione anaerobica. Chiameremo processo **monostadio**, quel processo per il quale la totalità delle fasi di digestione avviene all'interno di un unico reattore, mentre **bistadio** quando la fase metanigena è divisa dalle prime fasi del processo tra più reattori distinti.

### Reattore WET

Il reattore più utilizzato per questo processo è la tipologia completamente miscelato CSTR (Completely stirred tank reactor). In alcuni impianti, la biomassa prima di essere introdotta nel reattore subisce un trattamento, al fine di raggiungere un appropriato tenore di solidi totali ed un buon grado di omogeneizzazione. Viene inoltre effettuata una diluizione mediante aggiunta di sostanze liquide come liquami, acqua di processo o acqua di ricircolo, ponendo attenzione alla rimozione di possibili materiali inerti e grossolani potenzialmente dannosi per le componenti meccaniche dell'impianto.

Nei processi a umido, si opera generalmente con carichi organici compresi tra 2 e 5 [kg SVT/m<sup>3</sup> giorno]. Quantitativi di carichi organici maggiori possono portare a cali nella produzione di biogas, causati dalla diffusione in tutta la massa di

sostanze inibenti - sostanze che tendono a soffocare i batteri metanigeni - dovute ad una completa miscelazione che si ha tra i differenti componenti caratterizzanti il substrato.

Se da un lato la miscelazione risulta necessaria per un buon esito del processo, dall'altro favorisce lo stretto contatto tra biomassa ed eventuali sostanze inibenti prodotte nelle varie fasi del processo nei confronti di particolari gruppi microbici, con conseguenti squilibri del sistema.

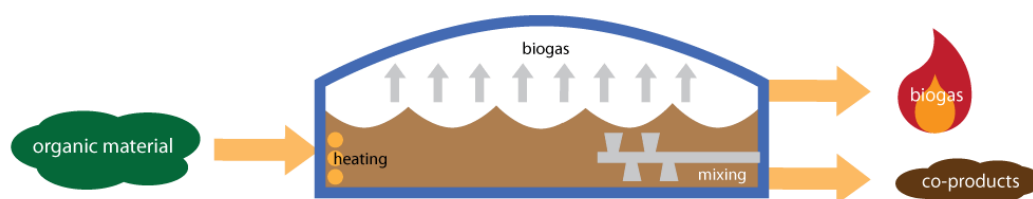


Figura 3.2: digestore di tipo WET ([www.americanbiogascouncil.org](http://www.americanbiogascouncil.org))

### Reattore SEMI-DRY

I reattori a semi secco, dal punto di vista tecnologico, presentano due aspetti interessanti come: la semplicità dei sistemi di pompaggio nei sistemi di miscelazione e la possibilità di trattare la frazione organica della raccolta differenziata dei rifiuti urbani, senza pretrattamenti particolarmente impegnativi. Come per i reattori di tipo wet, anche nei reattori semi dry la tipologia adottata è quella CSTR. Questi reattori sono capaci di operare in regime sia mesofilo che termofilo, all'interno del quale l'omogeneizzazione del substrato avviene attraverso l'utilizzo di miscelatori meccanici e attraverso sistemi di miscelazione a ricircolo di biogas.

I volumi dei reattori sono di norma minori rispetto ai sistemi a umido, anche se in alcuni casi si verifica il contrario. La necessità di diluire rifiuti aventi concentrazione di sostanza secca maggiore del 20 ÷ 25% può comportare due problematiche: un aumento delle dimensioni del reattore stesso con conseguente innalzamento della produzione di acque di processo e dei costi di esercizio per il mantenimento della temperatura ottimale di digestione al suo interno.

Un'ulteriore tipologia impiantistica utilizzata nella digestione semi-dry prevede l'utilizzo di un reattore cilindrico orizzontale (vedi figura 3.3), con un sistema



Figura 3.3: tipologia impiantistica con reattore cilindrico ([www.bregalantisrl.it](http://www.bregalantisrl.it))

di rimescolamento coibentato ed operante in regime mesofilo o termofilo. Questa tipologia di reattori viene usata quando si utilizzano miscele di biomasse a più alto tenore di ST.

## Reattore DRY

Questa tipologia di reattori opera con tenori di sostanza secca  $> 20\%$ , ed è stata sviluppata per consentire il trattamento dei rifiuti organici senza necessità di diluizioni. Viene applicata in particolare alla frazione organica dei rifiuti urbani, ottenuti sia da raccolta indifferenziata che da raccolta differenziata. In questo tipo di sistema il materiale utilizzato è molto più concentrato e viscoso, con la conseguenza che la tecnologia dei reattori e dei sistemi di trasporto, di pompaggio e di miscelazione deve essere opportunamente adattata a tali caratteristiche.

Normalmente l'unico pretrattamento previsto è una vagliatura grossolana in grado di rimuovere le frazioni con dimensioni  $> 40\text{ mm}$ . Il fatto di limitare i pretrattamenti del materiale fresco rappresenta un vantaggio in quanto consente di contenere la perdita di sostanza organica biodegradabile utile alla produzione di biogas.

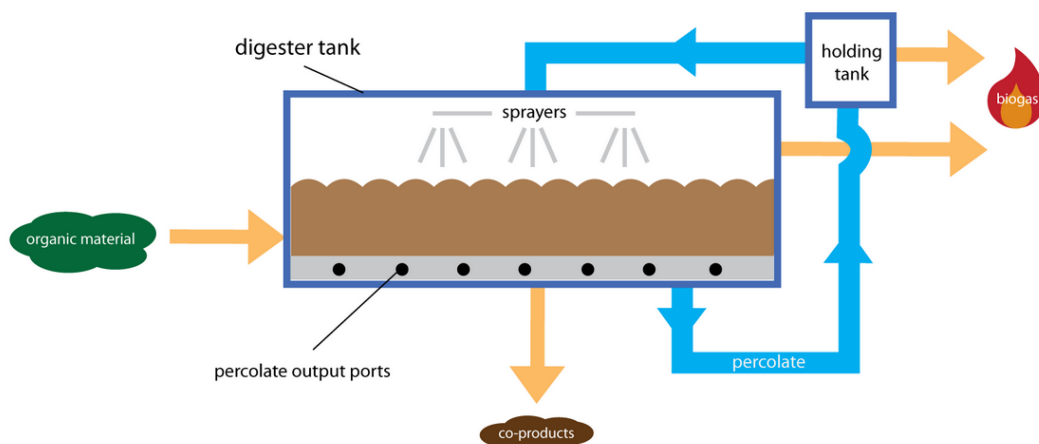


Figura 3.4: digestore di tipo DRY(www.americanbiogascouncil.org)

### 3.3 Parametri gestionali nei reattori

I parametri di gestione dei reattori che verranno esplicitati in seguito servono a progettare, conoscere e modificare il comportamento dei reattori per condizioni di funzionamento definite da progetto.

#### 3.3.1 Tempo di ritenzione

Il processo di metanizzazione necessita di un tempo di permanenza del substrato all'interno del reattore, in modo da dare il tempo sufficiente ai batteri metanigeni di trasformare la materia organica in biogas. In figura 3.5 viene riportato il tasso di produzione di biogas in  $[m^3/kg/giorno]$  in funzione al tempo di ritenzione per una matrice *i*-esima presa a campione.

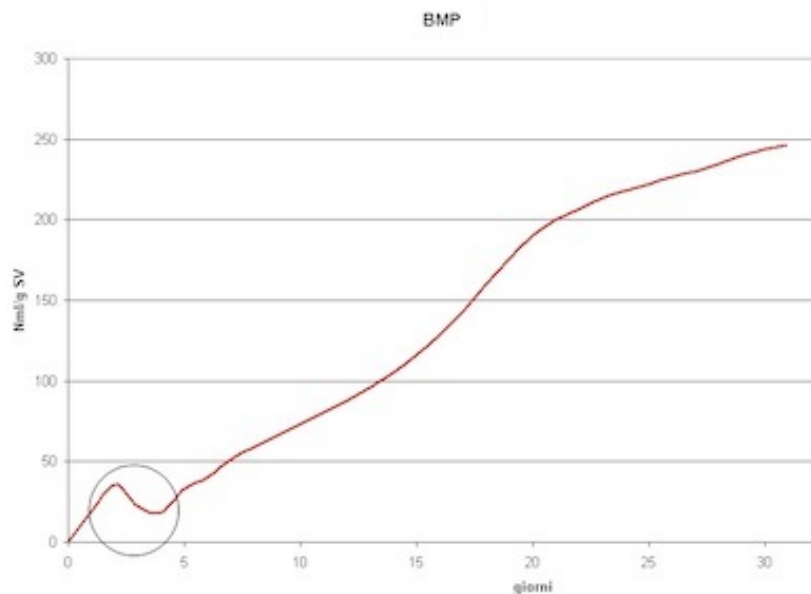


Figura 3.5: Produzione di biogas in funzione del tempo di ritenzione

#### Tempo medio di residenza idraulico *HRT*

Il tempo medio di residenza idraulico viene definito come il rapporto tra il volume del reattore e la portata di alimentazione al reattore

$$HRT = \frac{V}{Q} \quad (3.2)$$

*HRT*: tempo medio di residenza idraulico in *giorni*;

*V*: volume del reattore in  $m^3$ ;

*Q*: portata in ingresso al reattore in  $m^3/giorno$ .

Questo parametro rappresenta il tempo di permanenza di ogni substrato all'interno del reattore. Nella realtà si assumerà un tempo di permanenza medio per i vari substrati poiché essi permarranno per tempi diversi all'interno del reattore in relazione alla sua geometria, ai parametri caratteristici del reattore e agli scambi tra le vasche.

### Tempo medio di residenza dei fanghi *SRT*

Il tempo medio di residenza dei fanghi all'interno del reattore è dato dal rapporto tra la massa totale di solidi volatili, presente all'interno del reattore, e la portata di solidi estratta dal reattore

$$SRT = \frac{V \cdot X}{W} \quad (3.3)$$

*SRT*: tempo medio di residenza dei fanghi in *giorni*;

*V*: volume del reattore in  $m^3$ ;

*X*: concentrazione dei solidi volatili all'interno del reattore in  $kgSVT/m^3$ ;

*W*: portata di sostanza volatile in uscita dal reattore in  $kgSVT/giorno$ .

se la quantità di biomassa prodotta per crescita cellulare è pari alla quantità estratta dal reattore, la concentrazione di biomassa attiva, all'interno del reattore, rimane costante (situazione tipica di un reattore CSTR continuo).

Si nota che all'aumentare della quantità di prodotto influente, il tempo di ritenzione idraulica diminuisce. Valori di HRT troppo bassi portano a efficienze basse causate dall'incompleta degradazione del materiale organico. Viceversa, valori alti di HRT portano a completa conversione ma sono indici di sovradimensionamento dell'impianto.

Per co-substrati di origine agroindustriale i tempi di ritenzione variano da 2 a 7 giorni a differenza dei reflui zootecnici che sono di 15/40 giorni. Per matrici lino-cellulosiche le tempistiche sono maggiori di 50 giorni.

### 3.3.2 Carico organico volumetrico *COV*

Il carico organico volumetrico di substrato applicato al reattore, è definito come la quantità di substrato entrante, riferita all'unità di volume del reattore

$$COV = \frac{Q \cdot S}{V} \quad (3.4)$$

*COV*: fattore di carico organico volumetrico in termini di substrato riferito al volume del reattore in  $kg_{substrato}/m^3_{reattore}/giorno$ ;

*Q*: portata in ingresso al reattore in  $m^3/giorno$ ;

*S*: concentrazione di substrato nella portata in ingresso in  $kg/m^3$ ;

*V*: volume del reattore in  $m^3$ .

questo parametro viene calcolato sul volume utile del reattore in riferimento a diversi parametri di misura come *ST*, *SVT*, *COD* e *BOD*.

Valori di carico organico volumetrico elevati portano ad avere un accumulo di acidi grassi volatili (VFA in  $[mg/litro]$ ), causato dall'accelerazione delle prime tre fasi di digestione anaerobica con l'innalzamento del *pH* e il conseguente

blocco dell'azione dei batteri metanigeni nel reattore. Valori bassi sono indice di sottoalimentazione del reattore.

All'aumentare del COV si ha un aumento della produzione giornaliera -  $m^3_{gas}/m^3_{reattore}/giorno$  - e una diminuzione della produzione specifica -  $m^3/kg\ SVT$  - di biogas.

### 3.3.3 Carico organico riferito alla biomassa o ai solidi volatili nel reattore *CF*

Questo parametro viene definito come la quantità di substrato che entra nel reattore, riferita alla quantità di sostanza volatile presente in esso per unità di tempo

$$CF = \frac{Q \cdot S}{V \cdot X} \quad (3.5)$$

CF: fattore di carico organico in termini di substrato riferito alla biomassa o ai solidi volatili presenti nel reattore in  $kg_{substrato}/kg_{SVT}\text{ giorno}$ ;

Q: portata influente in  $m^3/giorno$ ;

S: concentrazione di substrato nella portata influente ( $\% SVT \cdot \% ST$ ) in  $kg_{SVT}/m^3$ ;

V: volume del reattore in  $m^3$ ;

X: concentrazione dei solidi volatili all'interno del reattore in  $kg_{SVT}/m^3$ ;

### 3.3.4 Produzione specifica di gas *SGP*

Il parametro SGP esprime la quantità di biogas prodotta in funzione della sostanza volatile inserita nel reattore.

Questo parametro è molto utilizzato per definire le rese dei processi di digestione anaerobica ed è strettamente correlato alla biodegradabilità del substrato preso in esame.

Viene espresso dalla relazione

$$SGP = \frac{Q_{biogas}}{Q \cdot S} \quad (3.6)$$

SGP: produzione specifica di biogas in  $m^3_{biogas}/kg_{substrato\ alimentato}$ ;

Q: portata influente in  $m^3/giorno$ ;

S: concentrazione di substrato nella portata influente in  $kg_{SVT}/m^3$ ;

$Q_{biogas}$ : portata di biogas prodotto in  $m^3/giorno$ .

### 3.3.5 Velocità di produzione del biogas *GPR*

Viene espressa dal rapporto tra la portata di biogas e il volume del reattore

$$GPR = \frac{Q_{biogas}}{V} \quad (3.7)$$

GPR: produzione specifica di biogas in  $m^3_{biogas}/m^3_{reattore}$  giorno;

V: volume del reattore in  $m^3$ ;

$Q_{biogas}$ : portata di biogas prodotto in  $m^3/giorno$ .

### 3.3.6 Efficienza di rimozione del substrato $\eta$

Ai fini di definire con esattezza l'efficienza di rimozione del substrato, entra in gioco la difficoltà nel determinare i bilanci di massa. Un'analisi di questo tipo richiede un bilancio di massa finito e limitato con l'esatta conoscenza del substrato in ingresso e in uscita, cosa non semplice da realizzare.

La relazione maggiormente utilizzata per la conversione del substrato in biogas è la seguente

$$\eta = \frac{(Q_{in} \cdot S) - (Q_{out} \cdot S_e)}{Q \cdot S} \quad (3.8)$$

$\eta$ : percentuale di SVT rimossi in %;

$Q_{in}$ : portata in ingresso al reattore in  $m^3/giorno$ ;

$Q_{out}$ : portata in uscita al reattore in  $m^3/giorno$ ;

S: concentrazione di SVT nella portata in ingresso in  $kg/m^3$ ;

$S_e$ : concentrazione di SVT nella portata in uscita in  $kg/m^3$ , determinata dalla differenza tra la portata in ingresso al reattore -  $Q_{in}$  - meno la portata di biogas in uscita -  $Q_{biogas}$ ;

## 3.4 Processo in reattore continuo

Per un reattore alimentato in continuo il tempo di permanenza del substrato viene identificato dal tempo di residenza idraulico - HRT - mentre il tempo di permanenza dei microrganismi dal tempo di residenza dei solidi.

La modalità di attivazione di questa tipologia di reattori è identica a quella dei reattori di tipo batch - reattore utilizzato per reazioni chimiche in modo discontinuo - con il vantaggio di potere inserire nuovo substrato e di conseguenza estrarre del substrato digerito in modo da mantenere costante la produzione di biogas durante il tempo considerato.

La condizione di costante produzione di biogas non è di semplice realizzazione, in quanto l'immissione di materiale organico fresco comporta un riadattamento da parte dei microrganismi alle nuove condizioni interne; al tempo stesso, l'espulsione di materiale digerito comporta una diminuzione delle cellule microbiche, che dovranno essere ripristinate ai fini di ottenere l'attivazione dei nuovi batteri. Questa situazione suggerisce di mantenere un'uguaglianza tra la portata influente e effluente nel reattore.

Tale processo, nato per la stabilizzazione dei fanghi delle acque reflue, viene utilizzato anche negli impianti a biogas.

La caratteristica principale, come illustrato in precedenza, è data dalle relazioni

$$HRT = \frac{V}{Q} \quad (3.9)$$

$$SRT = HRT \quad (3.10)$$

HRT: tempo medio di residenza idraulico in *giorni*;

SRT: tempo medio di residenza dei fanghi in *giorni*;

V: volume del reattore in  $m^3$ ;

Q: portata in ingresso al reattore in  $m^3/\text{giorno}$ .

Il nostro obiettivo è quello di calcolare le concentrazioni di biomassa  $X$  e di substrato  $S$  in uscita al reattore. Per fare ciò si utilizza la *cinetica di Monod*, applicabile al caso di substrato presente in forma solubile.

### Cinetica di Monod

Partendo dal calcolo dei valori relativi alla concentrazione dei substrati in ingresso al reattore, ottenuti utilizzando l'equazione del bilancio di massa

$$Q_{out} = Q_{in} - Q_{biogas} \quad (3.11)$$

per una biomassa *i-esima* scriveremo:

$$\frac{Q_i}{V_i} = \frac{1}{HRT_i} \quad (3.12)$$

$$\frac{1}{HRT_i} = \mu_{max} \left[ \frac{S}{k_s + S} \right] - k_d \quad (3.13)$$

HRT :tempo medio di residenza idraulico substrato *i-esimo* in *giorni*;

$\mu_{max}$ : massima velocità specifica di crescita dei microrganismi  $\text{giorni}^{-1}$ ;

Q: portata in ingresso al reattore in  $m^3/\text{giorno}$ ;

S: concentrazione di SVT nella portata in ingresso in  $\text{kg}/m^3$ ;

$k_s$ : coefficiente di semi saturazione in  $\text{kg}/m^3$ ;

$k_d$ : coefficiente di decadimento dei microrganismi in  $\text{giorni}^{-1}$ ;

il coefficiente di crescita dei microrganismi, viene calcolato come

$$\mu_{max} = k_M Y \quad (3.14)$$

$k_M$  :massima velocità di utilizzo del substrato per unità di massa di microrganismi in  $\text{giorni}^{-1}$ ;

Y :coefficiente di rendimento di crescita in  $\text{kg}_{\text{microrganismi formati}}/\text{kg}_{\text{substrato utilizzato}}$

considerando il bilancio di massa, per il substrato  $S$ , avremo

$$(S_{in} - S_{out}) - HRT \left[ \frac{kXS}{k_s + S} \right] = 0 \quad (3.15)$$

$S_{in}$ : concentrazione di substrato in ingresso in  $kg/m^3$ ;

$S_{out}$ : concentrazione di substrato in uscita in  $kg/m^3$ ;

$k$ : massima velocità di utilizzo del substrato in  $giorno^{-1}$ ;

$S$ : concentrazione di SVT nella portata in ingresso in  $kg/m^3$ ;

$k_s$ : coefficiente di semi saturazione in  $kg/m^3$ ;

$X$ : concentrazione di biomassa sul reattore in  $kg/m^3$ ;

andando ad eguagliare la relazione 3.13 e la 3.15, otteniamo le concentrazioni di biomassa 3.16 e substrato 3.17 in uscita dal reattore

$$X = \frac{\mu_{max} (S_{in} - S_{out})}{k (1 + k_d HRT)} \quad (3.16)$$

$$S = \frac{k_s (1 + HRT k_d)}{HRT (Y k - k_d) - 1} \quad (3.17)$$

di seguito vengono riportati i valori utili per la risoluzione delle equazioni 3.16 e 3.17.

I valori vengono suddivisi in tre fasi: metanogenesi, acetoclastica e idrogenotrofa.

Nella fase di metanogenesi, i batteri metanigeni acetoclasti composti da  $CH_4 + CO_2$  sono il 72%, mentre i metanigeni idrogenotrofi composti a loro volta da  $CH_4 + H_2O$  costituiscono il 28%.

Riferimento	Metanogenesi Acetoclastica	Metanogenesi Idrogenotrofa	U.M.
$\mu_{max}$	0,1 – 0,4	1 – 4	$giorni^{-1}$
$k_d$	0,02 – 0,04	0,01 – 0,04	$giorni^{-1}$
$Y$	0,2 – 0,05	0,04 – 0,1	$g_{SVT}/g_{COD}$
$k_s$	50 – 600	0,01 – 0,1	$mg_{COD}/l$

**Tabella 3.3:** Valori tipici dei coefficienti metanogenesi (Gujer e Zender, 1983; Noike et al., 1985; Harper e Pohland, 1986; Pavlostatis e Giraldo, 1991; Romli et al., 1995; Angelidaki et al., 1998)

### 3.5 Parametri di processo

L'obiettivo principale di un processo risulta il mantenimento dello stesso nelle condizioni il più possibile prossime a quelle di progetto.

In un impianto a biogas il cuore pulsante è senza dubbio il reattore, con il quale si ottiene biogas utile al processo. E' necessario quindi monitorarne le condizioni interne con particolare attenzione alle fase di metanogenesi, la quale risulta molto sensibile alle variazioni ambientali come la temperatura e tipologia di matrici inserite. Per poter controllare il processo si usano vari parametri quali il pH, la concentrazione di acidi grassi volatili (VFA), l'alcalinità, il rapporto tra acidi grassi volatili ed alcalinità, la produzione e composizione percentuale del biogas e la temperatura [2].

Le considerazioni riguardanti variazioni di un unico parametro non hanno alcun significato se non sono accompagnati dalla variazione di tutti gli altri parametri; di conseguenza decisioni e considerazioni sono da farsi analizzando tutto l'impianto nell'insieme complessivo.

#### Acidi grassi volatili VFA

Gli acidi grassi volatili di maggior interesse per il monitoraggio del processo anaerobico sono quelli a catena corta, vale a dire con un numero di atomi di carbonio da 2 (acido acetico) a 5 (acido valerico o pentanoico). In generale non risulta di particolare interesse il valore assoluto della somma degli acidi o della presenza delle singole specie, ma la cosa interessante è la loro variazione nel tempo e il rapporto relativo tra acido acetico e acido propionico.

Scostamenti significativi del contenuto di acidi grassi volatili e della presenza di acido propionico risultano molto significativi, data la loro sensibilità e influenza sull'alcalinità, per determinare lo stato di salute del digestore anaerobico.

#### Alcalinità e FOS/TAC

L'alcalinità rappresenta la capacità di un sistema di "tamponare" protoni (gli acidi). Essa si esprime generalmente con l'unità di misura in carbonato di calcio ( $CaCO_3$ ). In un digestore anaerobico questa non è altro che il risultato della presenza di varie specie chimiche quali carbonati, bicarbonati, acidi grassi volatili e ammoniaci.

L'alcalinità di un mezzo viene determinata per titolazione con un acido forte. Il valore determinato tra il pH di partenza fino a un valore di pH pari a 4,3 prende il nome di "alcalinità totale", mentre il valore determinato tra il pH iniziale e quello a pH 5,75 prende il nome di "alcalinità parziale". La differenza tra i due identifica la presenza di acidi grassi volatili e viene utilizzata per la definizione della stabilità del processo biologico: un tipico esempio è il cosiddetto FOS/TAC (Fluchtighe Organische Sauren/Totales Anorganisches Carbonat) utilizzato per il monitoraggio degli impianti.

### Metodo FOS/TAC

L'efficienza di un impianto a biogas è funzione della ricetta (composizione di matrici di tipo organico) che si inserisce all'interno del reattore e di conseguenza conoscere l'andamento nel tempo del processo di fermentazione è utile in quanto suggerisce le possibili soluzioni da adottare in modo da regolarlo.

Il metodo preso in esame è il *metodo FOS/TAC*.

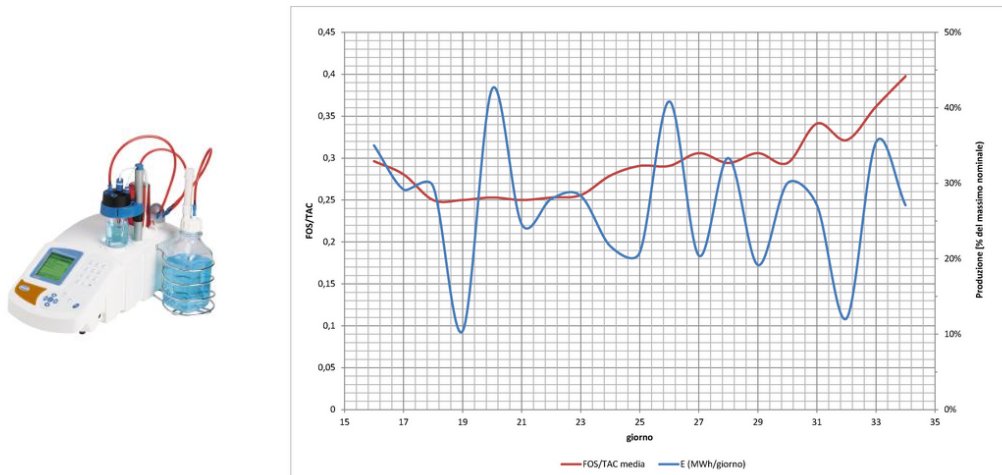


Figura 3.6: Sistema di titolazione per biogas con risultati (HACH-lange)

L'acronimo FOS, Flüchtige Organische Säuren, indica la quantità di Acidi Organici Volatili misurati in  $mg HA_{ceq}/litro$  - milligrammi equivalenti di acido acetico per litro - mentre l'acronimo TAC sta per Totales Anorganisches Carbonat ovvero carbonato inorganico totale, noto come alcalinità totale espressa in  $mg CaCO_3/l$  - milligrammi equivalenti di carbonato di calcio per litro.

Il metodo FOS/TAC permette di individuare i fattori che interferiscono con il processo e che possono sbilanciare la biologia del sistema. Con un rapporto di FOS/TAC compreso nell'intervallo di 0,23 e 0,3 il processo di digestione anaerobica è stabile, per valori inferiori il processo è definito magro - il sistema richiede matrice organica - mentre se tale valore eccede l'intervallo, il processo è congestionato - eccesso di matrice organica.

Entrambi i parametri sono di facile misurazione grazie all'utilizzo di una procedura chiamata titolazione. In genere si hanno dei valori empirici forniti da DEULA-Nienburg espressi in tabella 3.4.

Il valore di FOS/TAC viene calcolato in seguito a campionamenti basati su lunghi periodi di analisi, questo perché i punti di funzionamento ottimali si differenziano tra impianto e impianto a causa delle molteplici variabili in gioco (temperatura di esercizio, tipologia di substrato etc..).

Non sempre i valori consigliati rispettano le richieste del sistema. In alcuni impianti si nota che i valori di FOS/TAC calcolati si collocano al di fuori degli intervalli consigliati, ma allo stesso tempo si mantengono costanti nel tempo. Questo dimostra che l'equilibrio del sistema è misurabile, oltre che dai valori fissati, anche da una costanza temporale di tali.

Rapporto FOS/TAC	Indicazione	Azione da intraprendere
> 0,6	Carico organico eccessivo	interrompere l'immissione
0,5 – 0,6	Carico organico alto	diminuire il carico di biomassa
0,4 – 0,5	Condizione limite	monitorare attentamente
0,3 – 0,4	Condizione ideale	mantenere costante la biomassa
0,2 – 0,4	Carico organico insufficiente	incrementare gradualmente la biomassa
< 0,2	Carico organico estremamente basso	incrementare rapidamente la biomassa

**Tabella 3.4:** Regole empiriche nella comprensione dei valori di FOS/TAC (DEULA-Nienburg)

### Ammoniaca

La presenza di ammoniaca nel digestore anaerobico dipende dalla qualità delle biomasse alimentate e deriva essenzialmente dalla degradazione delle proteine. Essa è fondamentale entro certi limiti per il corretto funzionamento del processo biologico e per la sua capacità tampone (partecipa all'alcalinità totale del sistema), oltre certi livelli può divenire "inibente" per la metanogenesi.

L'inibizione non è legata tanto alla concentrazione in termini assoluti dell'ammoniaca, ma è data dalla presenza di ammoniaca libera  $NH_3$ , la cui concentrazione dipende da temperatura e pH del sistema.

#### 3.5.1 Rapporto tra VFA e alcalinità totale

Questo rapporto risulta molto simile a quanto ottenuto dal FOS/TAC: in generale rapporti inferiori a 0,3 stanno a indicare un regime di lavoro "stabile" e ben bilanciato del processo biologico, mentre valori superiori sono indice di un sovraccarico di VFA a causa di una probabile sovralimentazione del digestore.

#### 3.5.2 Controllo del pH

Il valore del pH dipende dall'influenza di tutti i parametri visti in precedenza. In particolare, laddove il contenuto di ammoniaca è elevato, si avranno valori di pH maggiori. Per i digestori anaerobici che trattano biomasse di origine agro zootecnica, ricade in un intervallo compreso tra 7 e 9. Tuttavia è necessario richiamare l'attenzione sul fatto che questo parametro è poco specifico e poco sensibile: vale a dire che risulta difficile condurre un buon monitoraggio basandosi solamente sul controllo del pH, senza considerare gli altri parametri come la presenza di VFA e il valore dell'alcalinità.

#### 3.5.3 Composizione e produzione di biogas

Il monitoraggio della quantità e della composizione in termini di metano ( $CH_4$ ) e di biossido di carbonio ( $CO_2$ ) del biogas è di fondamentale importanza per il controllo della stabilità del processo di digestione anaerobica. Ne consegue che

l'analisi della produzione e della composizione percentuale del biogas, dovrebbe sempre essere associata al controllo di parametri di concentrazione degli acidi grassi volatili e l'alcalinità del mezzo; questo perché un funzionamento ottimale viene identificato dalla costanza di questi parametri.<sup>3</sup>

Si possono fare delle valutazioni riguardo la "bontà" del biogas considerando la presenza in percentuale di acidi grassi volatili VFA e di biossido di carbonio ( $CO_2$ ). Una elevata produzione di biogas con un contenuto di biossido di carbonio compreso tra il 25 ÷ 33%, accoppiati ad una bassa concentrazione di VFA indica che il processo è stabile (buona capacità di trasferimento da batteri acidificanti a metanigeni); una produzione di biogas nella quale il contenuto di  $CO_2$  è crescente nel tempo, unito ad una concentrazione crescente di VFA è indice che i batteri acidificanti stanno prendendo il sopravvento sui batteri metanigeni andando così ad accrescere il valore dei VFA; in fine valori di produzione di biogas decrescenti uniti a concentrazioni di VFA crescenti sono indice di inibizione della reazione.

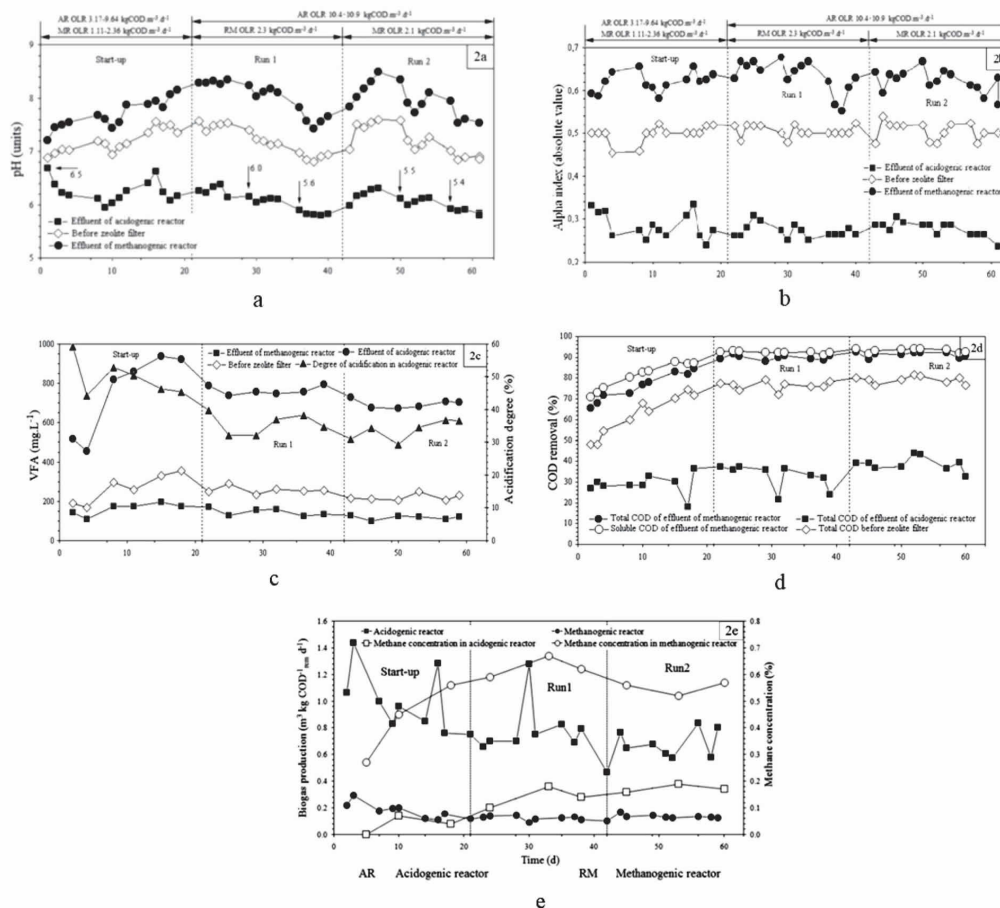


Fig. 2. Performance of the two-phase anaerobic digestion system: a) pH; b) Alpha index; c) VFA concentration; d) COD removal efficiency; e) Biogas production and methane concentration.

**Figura 3.7:** rappresentazione dei parametri principali di gestione del processo in un impianto a biogas (*Two-phase anaerobic digestion of coffee wet wastewater: Effect of recycle on anaerobic process performance* Rev Cie Téc Agr vol.23 no.1 San José de las Lajas ene.-mar. 2014)

<sup>3</sup>Stafford et al., 1980

# Capitolo 4

## Impianto

### 4.1 Descrizione dell'impianto

L'impianto preso in esame è ubicato a Trescore Cremasco in provincia di Cremona. Il contesto agricolo nel quale si colloca, è l'Azienda Agricola e Caseificio EREDI CARIONI FRANCESCO che, oltre che dedicarsi alla coltivazione di varie qualità di zucche e di rape, primeggia l'allevamento di 340 bovini - 180 dei quali da latte - per realizzare il tipico formaggio salva cremasco.

La ditta installatrice dell'impianto è la IES Biogas<sup>1</sup> di Pordenone, società italiana specializzata nella progettazione realizzazione e gestione di impianti a biogas nel settore agricolo e agroindustriale.

Durante il periodo di tesi sono state effettuate delle visite all'impianto in modo da valutarne lo stato, reperire i dati e fare delle considerazioni riguardanti l'attuale gestione.

In figura 4.1 è riportato un layout generale dei componenti costituenti l'impianto con i relativi flussi energetici.

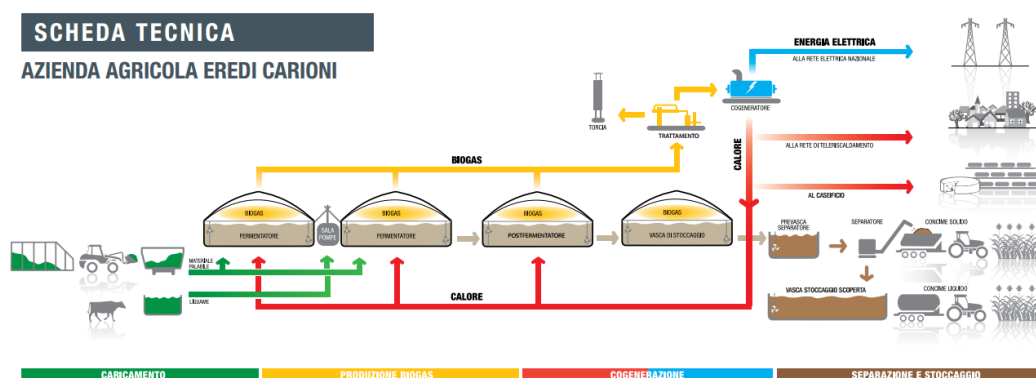


Figura 4.1: Schema di impianto (fonte IES biogas)

L'obiettivo principale dell'impianto è quello di sfruttare al massimo i reflui zootecnici provenienti dall'allevamento bovino e acquistati presso altre aziende agricole, con l'aggiunta di matrici derivanti da colture dedicate e residui di lavorazioni.

<sup>1</sup><http://www.iesbiogas.it/>

La stalla è costituita da una struttura aperta su tre lati e dotata di una copertura. Al suo interno sono presenti 340 bovini i quali sono liberi di muoversi all'interno di aree dedicate (vedi figura 4.2)



Figura 4.2: Struttura stalla



Figura 4.3: Sistema di raschiatura

I reflui organici dei bovini vengono raccolti mediante un sistema di raschiatura (vedi figura 4.3) e stoccati in vasche all'interno delle quali permangono fino al raggiungimento di un livello di riempimento predefinito.

A riempimento completo delle vasche, delle pompe centrifughe provvedono a prelevare e inviare il letame e liquame, unito a della paglia, ad una pre-vasca di trattamento situata in prossimità dell'impianto (vedi figura 4.4) avente una capacità di  $20 m^3$ . All'interno della pre-vasca è presente un agitatore il quale ha come scopo omogeneizzare il tutto in modo da facilitarne un successivo trasferimento.

Il refluo prelevato dalla pre-vasca, viene inviato al reattore o fermentatore mediante una pompa a lobi che muove il tutto all'interno di tubazioni in polietilene, collegate tra loro attraverso raccordi elettro-saldati e valvole ad azionamento pneumatico.

Attraverso queste tubazioni giunge anche il siero - prodotto di scarto della lavorazione del latte. Questo passa attraverso griglie che vagliano il materiale secondo una pezzatura predefinita, in modo da evitare che le pompe utilizzate per la movimentazione del siero elaborino materiali di diversa tipologia e dannosi per le pompe stesse.



Figura 4.4: pre-vasca di alimentazione

Oltre ai reflui provenienti dalla pre-vasca, l'impianto è dotato di un ulteriore sistema di alimentazione costituito da due carri miscelatori stazionari aventi una capacità ciascuno di  $60 m^3$  e da coclee di immissione (vedi figura 4.5 ). I carri miscelatori accolgono la parte di matrice solida proveniente da colture dedicate e da scarti di lavorazioni: insilato di mais, farina di mais, sfalci d'erba, zucche e residui da mangiatoia. All'interno dei carri sono presenti delle "frese" aventi come obiettivo l'omogeneizzazione e la regolazione della pezzatura delle matrici inserite. Questa operazione porta ad ottenere un mix di matrici chiamato "ricetta", pronta per essere inserita all'interno del reattore. L'immissione delle ricette avviene tramite un sistema costituito da tre coclee di carico le quali prelevando il materiale dalla parte inferiore del carro miscelatore la inseriscono nella parte superiore del reattore attraverso ulteriori coclee.

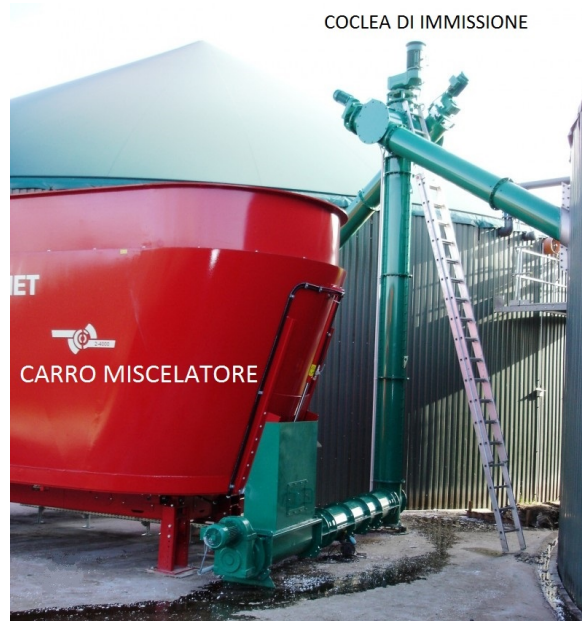


Figura 4.5: sistema di carico biomasse solide

L'impianto presenta due reattori di tipo CSTR (vedi figura 4.6) aventi ciascuno un volume di  $2353 m^3$ , alimentati in continuo dalla pre-vasca di alimentazione e da i carri miscelatori.



Figura 4.6: reattori

Una volta inserite, le ricette vi permangono per un tempo stabilito - HRT - secondo una precisa analisi di gestione. Per far sì che il digestando - termine con il quale vengono chiamate le ricette interne al reattore in fase di fermentazione - possa "lavorare" è necessario che il tutto venga mantenuto in movimento e ad una temperatura fissata in modo da garantire continuità all'azione batterica.

A garantire la movimentazione troviamo dei sistemi di agitazione suddivisi in due categorie: veloci e lenti. I sistemi veloci, dei quali fanno parte gli agitatori o mixer, servono a garantire una movimentazione completa della massa (vedi figura 4.7) in tempi relativamente brevi, mentre per i sistemi di agitazione lenti troviamo dei dispositivi chiamati "paddelgigant" o comunemente detti "rompicrosta", aventi come obiettivo l'eliminazione delle incrostazioni superficiali e la movimentazione "dolce" tutto il digestando.

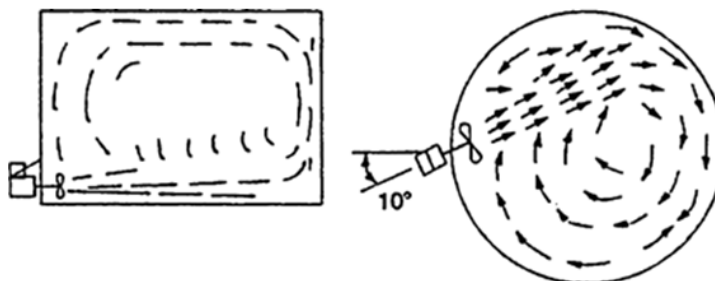
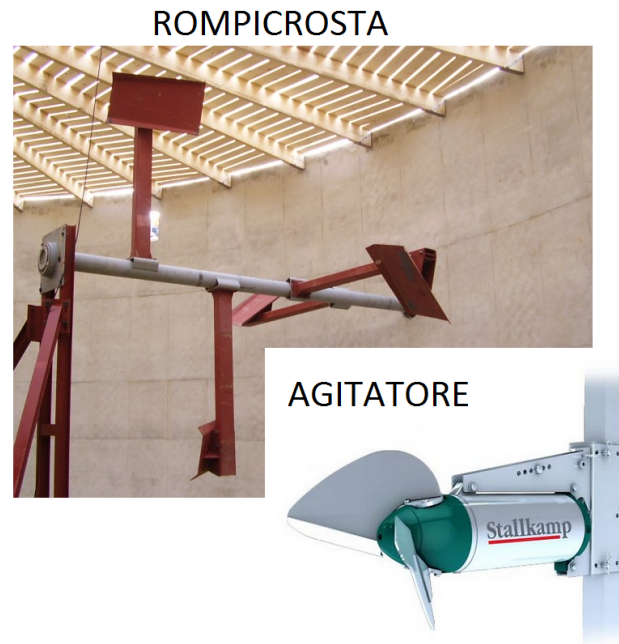


Figura 4.7: Campo d'azione di un agitatore veloce



**Figura 4.8:** Sistemi di agitazione

Il mantenimento della temperatura avviene grazie ad una serpentina in acciaio inox (vedi figura 4.9 ) collocata nella parte interna del reattore avente l'obiettivo di riscaldare il digestando. Il fluido di riscaldamento circola all'interno delle serpentine grazie ad un sistema di pompe a ricircolo le quali lo inviano al cogeneratore in modo da innalzarne la temperatura, e successivamente lo fanno circolare all'interno del reattore in modo che il fluido ceda il calore necessario al mantenimento delle condizioni di progetto.



**Figura 4.9:** Sistema di riscaldamento e di circolazione

Trascorso un tempo di ritegno del digestando - HRT - all'interno del reattore, il digestato viene inviato ad un post-reattore (identificato in figura 4.10 da un anello giallo) nel quale i batteri hanno ancora modo di continuare la loro azione batterica metanigena atta a decomporre ciò che resta della parte organica.

In figura 4.10 viene identificata con un cerchio viola la vasca di stoccaggio. A differenza delle normali vasche di stoccaggio scoperte questa risulta essere co-

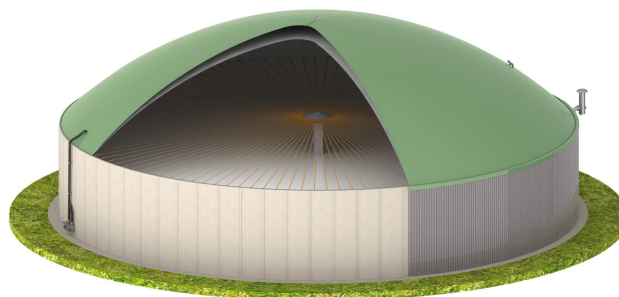
perta, questo perché viene utilizzata come “cuscinetto” del sistema in modo tale da decomporre ciò che non si è decomposto nelle fasi precedenti.



**Figura 4.10:** post-reattore e vasca di stoccaggio coperta

Nel momento in cui si estrae il digestando dai reattori per inviarlo al post-reattore, è possibile che a causa della movimentazione interna del digestando vi sia la possibilità di inviare parte del digestando fresco - ricette inserite da pochi minuti o giorni - al post-reattore. Analogamente, essendo anche il post-reattore dotato di sistemi di agitazione veloci, si rischia di inviare alla vasca di stoccaggio scoperta del digestando che non è esausto ma che contiene al suo interno ancora della parte organica. Pertanto la vasca di stoccaggio coperta serve a garantire la degradazione totale delle matrici inserite.

Tutte le vasche sono coperte da dei teli gasometrici realizzati con materiale elastomerico a doppia membrana. La doppia membrana ha lo scopo di stoccare parte del biogas prodotto e necessario ad essere inviato al cogeneratore, garantendo un polmone di riserva minimo nel caso in cui la produzione di biogas abbia delle fluttuazioni.



**Figura 4.11:** telo gasometrico a doppia membrana ([www.wiefferink.nl](http://www.wiefferink.nl))

Il materiale digestato, in uscita dalla vasca di stoccaggio coperta, viene inviato ad un separatore il quale ha lo scopo di separare la parte liquida - chiarificato - dalla parte solida - digestato solido. La parte liquida viene stoccata all'interno di una

vasca scoperta avente una capacità di  $4180\text{ m}^3$ , mentre la parte solida viene raccolta in una trincea dedicata. Il digestato, una volta trascorso un tempo di stoccaggio prestabilito<sup>2</sup> verrà utilizzato come fertilizzante e compost andando così a chiudere il ciclo di un impianto a biogas.



Figura 4.12: vasca e trincea di stoccaggio

Il biogas prodotto all'interno delle vasche coperte ha la possibilità di fluire da una vasca all'altra grazie alla presenza di un ponte di bypass (vedi figura 4.13) mentre il punto di invio del biogas al cogeneratore è unico.

Prima di giungere al cogeneratore il biogas passa attraverso un sistema di depurazione, questo perché la presenza di azoto, anidride carbonica e acqua, provocano un abbassamento del potere calorifico della miscela, mentre l'idrogeno solforato e composti organici alogenati possono corrodere gli impianti ausiliari e il cogeneratore stesso.

Esistono principalmente tre processi di depurazione: il primo riguarda il trattamento di deumidificazione, necessario in quanto l'umidità di cui il biogas è saturo, condensando all'interno delle tubazioni in seguito a variazioni di temperatura e/o pressione può provocare malfunzionamenti con possibile diminuzione del rendimento dei motori endotermici - l'umidità viene abbattuta grazie all'impiego di un gruppo frigo e la condensa che ne deriva viene reinserita all'interno del reattore; il secondo riguarda il processo di filtrazione nel quale vengono trattenuti i solidi in sospensione (grassi, schiume, particolato) prima dell'aspirazione nelle soffianti di ricircolo o di alimentazione delle utenze; il terzo e ultimo riguarda il sistema di desolfurazione, adottato solamente quando i livelli di idrogeno solforato sono elevati - non è presente nell'impianto analizzato.

<sup>2</sup>Il tempo prestabilito di stoccaggio è dato dalla Direttiva Nitrati 676/91/CE con riferimento particolare, per la regione Lombardia, alla Legge 37/93

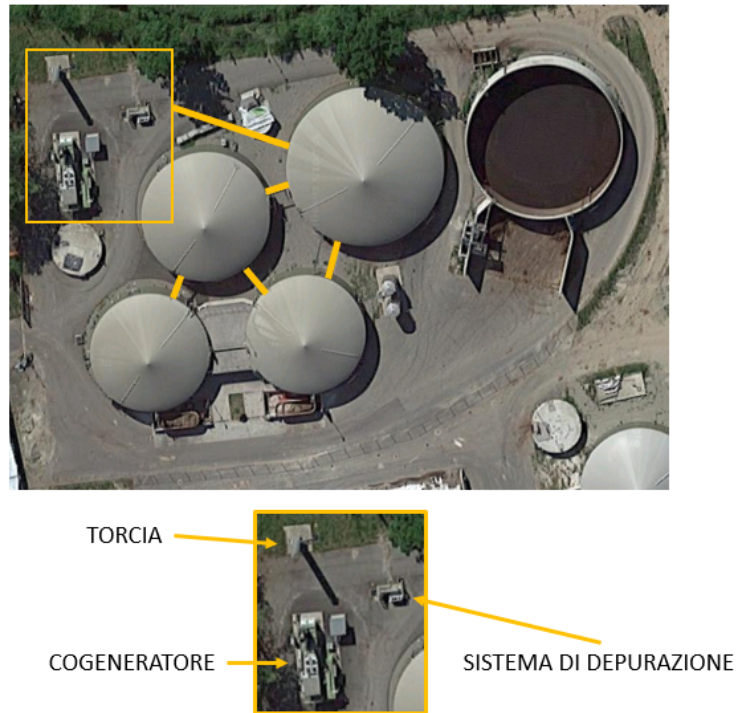


Figura 4.13: distribuzione del biogas

Una volta trattato, il biogas viene fatto bruciare all'interno di un cogeneratore. Il cogeneratore installato è un JGS 320 GS-B.L. della GE Jenbacher GmbH & Co OHG avente le seguenti caratteristiche (*considerate al 100% del carico*):

- potenza elettrica 999  $kWe$ ;
- potenza introdotta 2.607  $kW$ ;
- consumo di combustibile 521  $Nm^3/h$
- potenza termica recuperabile totale 1059  $kWt$ ;
- $\eta_e = 40,8\%$  al 100% del carico (rendimento elettrico);
- $\eta_t = 42,6\%$  (rendimento termico);
- $\eta_{tot} = 82,8\%$  (rendimento complessivo dell'impianto di cogenerazione);

Qualora la produzione di biogas dovesse essere superiore a quella richiesta dal cogeneratore si attivano delle soffianti che inviano il biogas ad una "torcia" avente lo scopo di bruciare il gas in eccesso in modo da evitare che quest'ultimo finisca in atmosfera e contribuisca ad alimentare il buco dell'ozono<sup>3</sup>.

All'interno del container dove alloggia il cogeneratore, è presente una cabina di trasformazione e distribuzione dell'energia elettrica

<sup>3</sup>[www.theozonhole.com](http://www.theozonhole.com)



Figura 4.14: cogeneratore AB

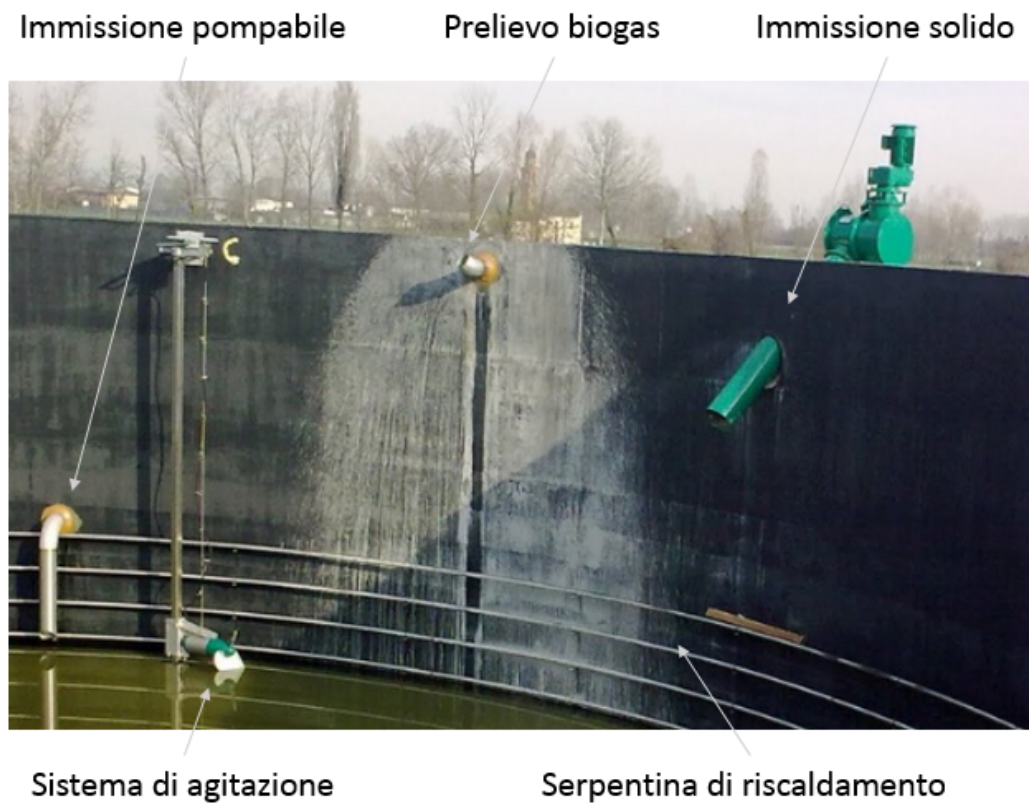


Figura 4.15

## 4.2 Componenti elettromeccanici

Il regolare funzionamento di un impianto è amministrato dal gestore il quale controlla tutti i componenti - meccanici ed elettromeccanici - presenti nell'impianto l'impianto. Questa gestione avviene attraverso un software realizzato dalla ditta IES biogas srl (vedi figura 4.16) il quale, mediante azioni programmate o manuali, determina le tempistiche di azionamento dei vari componenti.

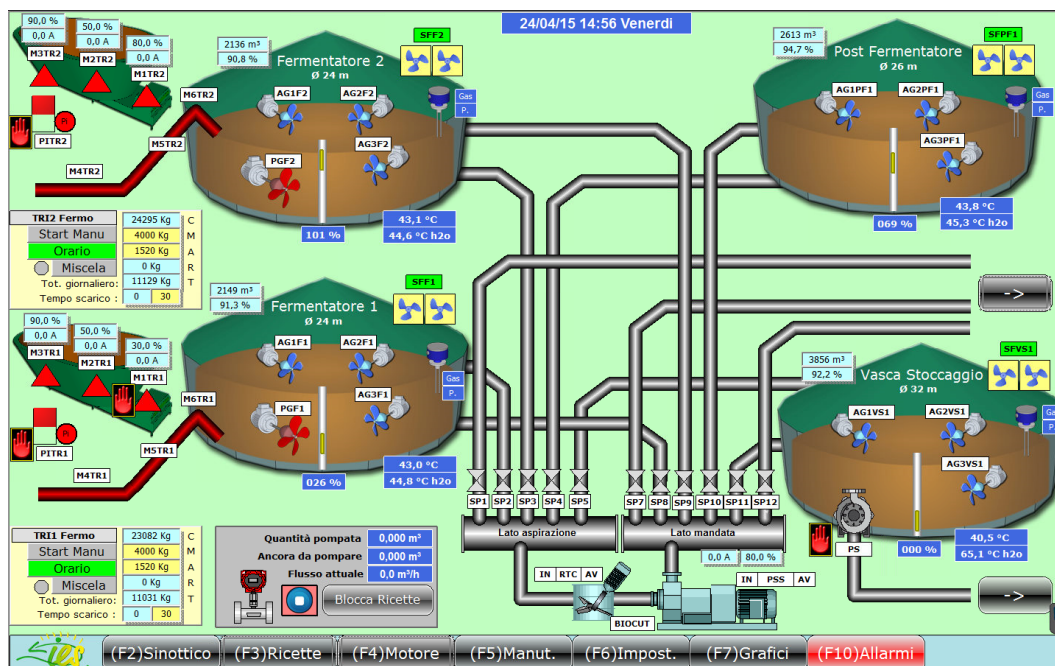


Figura 4.16: software di gestione IES biogas srl

I componenti presenti all'interno dell'impianto vengono suddivisi in funzione alla zona nella quale operano.

Le zone di nostro interesse sono cinque:

- Zona di carico;
- Zona di movimentazione;
- Zona di pilotaggio;
- Zona di estrazione;
- Zona di gestione globale.

### Zona di Carico

Nella zona di carico si trovano tutti i componenti atti trattare le matrici che verranno successivamente inserite all'interno dei reattori.

La fase di trattamento, relativa alla parte solida, viene gestita da dei carri miscelatori i quali hanno il compito di omogeneizzare le matrici che vengono inserite

all'interno del reattore utilizzando delle frese collocate al loro interno. La parte liquida è movimentata da una pompa a lobi con in serie un tritratore avente lo scopo di tritare la matrice.

Il funzionamento di questi dispositivi è governato da motori elettrici con le seguenti caratteristiche:

n	componente	potenza [kW]	tensione [V]	corrente [A]	cos $\phi$
2	Carro miscelatore	111	400	119,5	0,89
2	Coclea di carico	16	400	32,8	0,89
1	Pompa a lobi	22	400	42,6	0,82
1	Tritratore	9,2	400	19,8	0,8

componente	portata [t/h]	portata [m <sup>3</sup> /h]
Coclea di carico	6	-
Pompa a lobi	-	100

**Tabella 4.1:** componenti zona di carico

La pompa a lobi impiegata per caricare il reattore, viene utilizzata anche per effettuare gli spostamenti del digestando tra le vasche. Nell'analisi condotta non si dispone del dato riguardante le tempistiche e la numerosità di questi spostamenti pertanto il dato relativo all'assorbimento di energia della pompa viene maggiorato di un 5% rispetto all'assorbimento calcolato.

### Zona di movimentazione

All'interno della zona di movimentazione troviamo tutti i dispositivi atti a garantire la movimentazione del digestando.

n	componente	potenza [kW]	tensione [V]	corrente [A]	cos $\phi$
12	Agitatore 17	17	400	33	0,84
2	Agitatore 11	11	400	33	0,84
2	Rompicrosta	15	400	29,5	0,83

**Tabella 4.2:** componenti zona di movimentazione

## Zona di pilotaggio

I componenti della zona di pilotaggio sono le valvole a ghigliottina, azionate mediante un sistema pneumatico. L'aria necessaria al pilotaggio è prodotta da due compressori aventi le seguenti caratteristiche

n	componente	potenza ass. [kW]	volume [litri]	portata [l/min]
2	Compressore	2,25	100	310

n	componente	litri per ciclo [l]
12	Valvola pneumatica	5

Tabella 4.3: componenti zona di pilotaggio



Figura 4.17: Valvole pneumatiche e compressore

Lo scopo dei compressori, oltre che a pilotare le valvole, è quello di mantenere in pressione la guarnizione ad aria che serve a fissare il telone gasometrico alla vasca in modo che non fuoriesca del biogas.

## Zona di estrazione

Nella zona di estrazione si trovano tutti i dispositivi aventi lo scopo di estrarre il digestando dalle vasche. La pompa a lobi e il tritratore che compaiono in tabella 4.4, sono gli stessi che troviamo nella tabella 4.1 della zona di carico.

n	componente	potenza [kW]	tensione [V]	corrente [A]	cosφ
1	Separatore	5,5	400	11	0,89
1	Pompa a lobi	22	400	42,6	0,82
1	Pompa sommersa	4	400	10,5	0,89
1	Trituratore	9,2	400	19,8	0,8

Tabella 4.4: componenti zona di estrazione

### Zona di gestione globale

Nella zona di gestione globale si trovano tutti i componenti aventi come obiettivo il mantenimento dei parametri di progetto di esercizio dell'impianto. La *soffiante*, come visto in precedenza, ha lo scopo di limitare la formazione di idrogeno solforato.

n	componente	potenza [kW]	tensione [V]	corrente [A]	cosφ
2	Soffiante	0,12	230	0,86	0,89

Tabella 4.5: Soffiante

La *pompa di ricircolo* viene utilizzata per fare circolare il fluido ad elevate temperature, proveniente dal cogeneratore, nelle serpentine di riscaldamento interne ai reattori in modo da mantenere la temperatura del digestando ad un valore voluto. In fine troviamo la *pompa condensa biogas* la quale ha lo scopo di introdurre la condensa - ottenuta in seguito al trattamento del biogas e presente nelle linee di trasferimento del biogas - all'interno del reattore.

componente	potenza ass.[kW]	tensione [V]	prevalenza [m]	portata [l/min]
Pompa ricircolante	0,41	230	6,5	267
Pompa condensa	0,91	400	8	450

Tabella 4.6: componenti zona di gestione globale

A completare questa zona troviamo le pompe anti-pioggia, gli inverter, le soffianti di aspirazione del biogas, il gruppo frigo e tutti gli altri componenti elettrici e elettromeccanici che nella nostra analisi stimeremo senza considerarli nel dettaglio in quanto il loro monitoraggio era complesso e richiedeva strumentazioni e implementazioni di analisi onerose sia dal punto di vista del tempo che dal punto di vista economico.

### 4.3 Programma di alimentazione

L'azienda Carioni dispone di matrici di natura diversa tra loro.

E' bene catalogare le matrici a seconda che esse siano liquide (matrici pompabili) o solide (matrici solide).

A comporre le matrici pompabili troviamo i reflui zootecnici e gli scarti della lavorazione del latte.

Sapendo che i reflui zootecnici sono scarti di deiezione animale, è possibile stimarne la quantità di sostanza secca a seconda della tipologia di bovini - vacche da lattazione, vacche in asciutta, manze e vitelli - ed esprimerla in  $[kg_{ST}/giorno \cdot capo]$ .

La stima della sostanza secca presente negli scarti della lavorazione del latte, espressa in  $[kg_{ST}/giorno]$ , è determinata in funzione a prove sperimentali condotte in laboratorio.

Le matrici solide vengono a loro volta suddivise in: matrici programmabili e non programmabili.

A definire le matrici programmabili troviamo l'insilato di mais e la farina di mais in quanto queste vengono stoccate in apposite trincee risultando reperibili tutto l'anno, mentre a comporre le matrici non programmabili troviamo: zucche, sfalci d'erba e il residuo delle mangiatoie.

In questa analisi si sono considerate le matrici pompabili, facenti parte della categoria di matrici non programmabili.

Sulla base dei dati raccolti durante il periodo di tirocinio si sono definiti i valori di alimentazione media delle matrici espressi in tabella 4.7.

Matrice pompabile	quantità [t]	densità $[kg/m^3]$
Letame	5,729	-
Liquame	32,911	900
Siero	8,521	900

Matrice solida	quantità [t]
Insilato di mais	11,364
Farina di mais	7,996
Scarti unifeed	2,944
Sfalci d'erba	1,711
Zucche	0,930

**Tabella 4.7:** Alimentazione media tra dicembre 2014 e marzo 2015

I dati in tabella 4.8 sono stati ottenuti durante un periodo di prova durato tre giorni, calcolando i parametri caratteristici secondo i seguenti metodi:

ST: mediante l'utilizzo di una bilancia termica;

SVT: mediante l'utilizzo di un forno elettrico a muffola;

Ceneri: anche le ceneri mediante un forno elettrico a muffola.

I dati riguardanti la produzione di biogas teorica sono stati ottenuti da prove effettuate da terzi in laboratori specializzati come quello del CRPA.

Substrato	Sostanza secca % sul t.q.	Solidi volatili % di ST	Resa in biogas $m^3/t$ di ST	$CH_4$ in Biogas %
Liquame	$8,2 \pm 1$	$73 \pm 1$	$290 \pm 13$	$60 \div 65$
Letame	$22 \pm 1$	$82 \pm 1$	$540 \pm 6$	$60 \div 65$
Insilato di mais	$30 \pm 1$	$91,5 \pm 1$	$668 \pm 21$	$53 \div 55$
Farina di mais	$32,7 \pm 1$	$97 \pm 1$	$690 \pm 19$	$53 \div 55$
Ortofrutta	$23,7 \pm 1$	$91,5 \pm 1$	$667 \pm 3$	$50 \div 55$
Siero	$14,4 \pm 1$	$92,4 \pm 1$	$783 \pm 120$	$50 \div 60$
Scarti unifeed	$31,4 \pm 1$	$94,2 \pm 1$	$679 \pm 18$	$53 \div 55$

**Tabella 4.8:** Caratteristica dei substrati



# Capitolo 5

## Analisi

Durante il seguente lavoro di tesi si è monitorato il comportamento dell'impianto, in termini gestionali e di efficienza, per un tempo di quattro mesi - da dicembre 2014 a marzo 2015.

Nel procedere con l'analisi si sono fatte delle considerazioni riguardanti la definizione di un volume di controllo nel quale operare, basandoci sugli aspetti di interesse e di accessibilità dell'impianto. Partendo da questo presupposto si sono definiti due volumi di controllo: uno relativo alla produzione e consumo di biogas - rappresentato dal riquadro arancione - e l'altro riguardante il consumo di energia elettrica e la produzione - identificato da una fiamma verde.

L'impianto viene rappresentato in modo semplificato in figura 5.1.

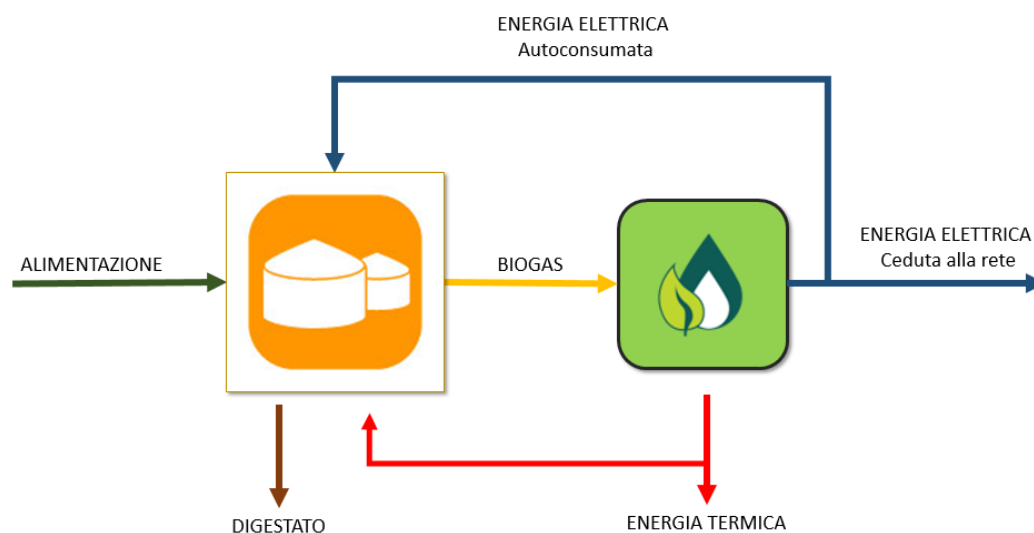


Figura 5.1: Schematizzazione dell'impianto

Il primo volume di controllo racchiude in sé l'insieme delle vasche coperte aventi come input le matrici di alimentazione e l'energia autoconsumata - durante questa analisi si trascura l'energia termica in quanto questa non viene considerata nella nostra analisi - e come output il digestato in uscita dalla vasca di stoccaggio coperta e il biogas prodotto.

Nel secondo volume di controllo si trova il cogeneratore. In questo caso i parametri di input riguardano il biogas prodotto dall'impianto - che non corrisponde al

biogas consumato dal cogeneratore - mentre i parametri di output sono rappresentati dall'energia elettrica e termica prodotte.

In un impianto a biogas i parametri di controllo si suddividono in due macro categorie: la prima riguarda gli aspetti chimico-fisici - diretti responsabili della crescita batterica del processo - mentre la seconda riguarda gli aspetti tecnologici - gestione dell'impianto.

La prima analisi considera solamente il mese di dicembre per il quale vi è stata la possibilità di reperire i dati giornalieri delle matrici utilizzate, degli autoconsumi e della produzione di energia.

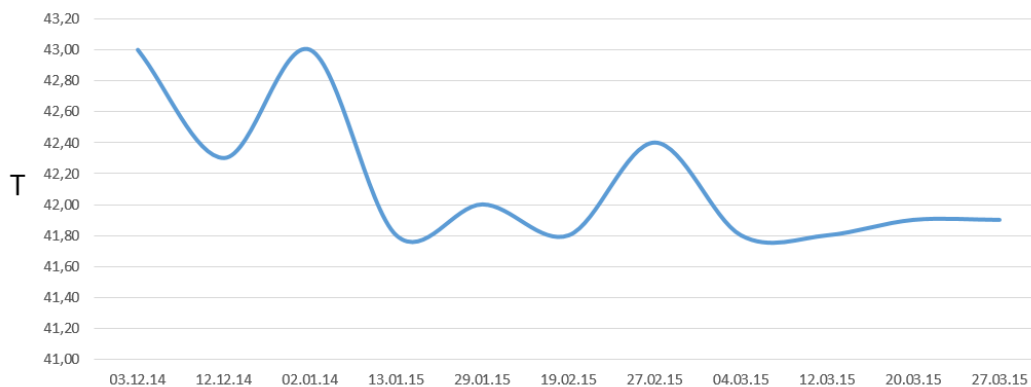
## 5.1 Aspetti chimico-fisici

Durante questa fase si sono valutati gli aspetti fisici: temperatura; e gli aspetti chimici: titolazione, pH e composizione del biogas.

### 5.1.1 Fisici

#### Temperatura

Monitorando la temperatura all'interno del reattore - considerando dei giorni a campione - si è visto che questa aveva un andamento riportato in figura 5.2



**Figura 5.2:** Andamento della temperatura interna al reattore preso a campione

con un valore medio di:

$$T_{reattore} = 42,2 [C]$$

Dal grafico di figura 5.2 si nota che la temperatura non è costante. Questa fluttuazione è data principalmente da due fattori: il primo riguarda la temperatura dell'ambiente esterno mentre il secondo è dato dal fatto che nei momenti in cui l'impianto veniva caricato, le ricette inserite si trovavano ad una temperatura diversa dalla temperatura interna al reattore. La condizione di miscelazione, in fase di carico, ha portato a fare in modo che la massa fresca miscelandosi si riscaldasse e assorbisse calore, andando così a diminuire la temperatura interna del digestando.

Una stima della temperatura delle matrici è data considerando le temperature medie stagionali esterne, del luogo nel quale l'impianto è ubicato.

month	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
mm	57	53	61	78	86	71	64	78	80	104	94	67
°C	1.7	4.3	8.8	13.1	17.3	21.2	23.5	22.6	19.4	13.6	7.7	3.0
°C (min)	-1.6	0.2	3.8	7.7	11.9	15.5	17.8	17.1	14.3	9.4	4.2	0.1
°C (max)	5.0	8.4	13.9	18.6	22.7	26.9	29.3	28.1	24.6	17.8	11.3	6.0

Figura 5.3: Caratteristica climatica comune di Trescore Cremasco CR

A questo aspetto si deve portare molta attenzione in quanto variazioni di temperatura rapide all'interno del reattore possono causare l'inibizione dei batteri metanigeni andando così ad interrompere il processo di metanizzazione.

### 5.1.2 Chimici

L'analisi riguardante l'acquisizione dei parametri chimici è stata condotta a campione dal 03/12/2014 al 27/03/2014.

#### FOS/TAC

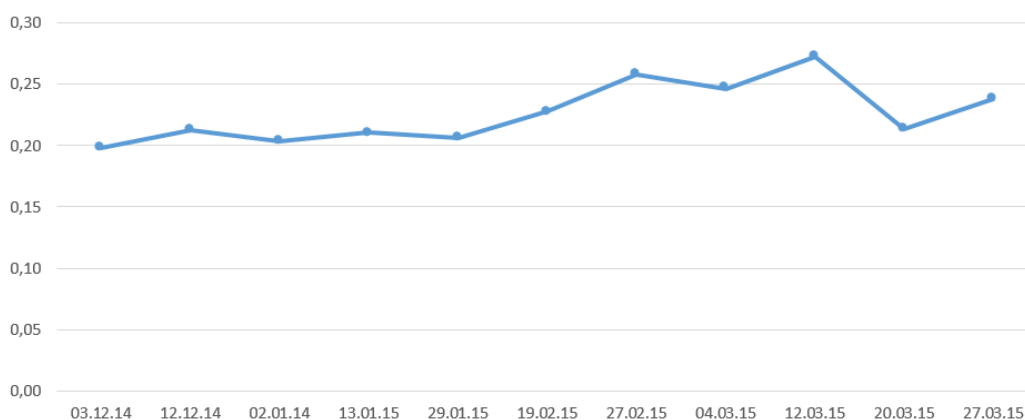
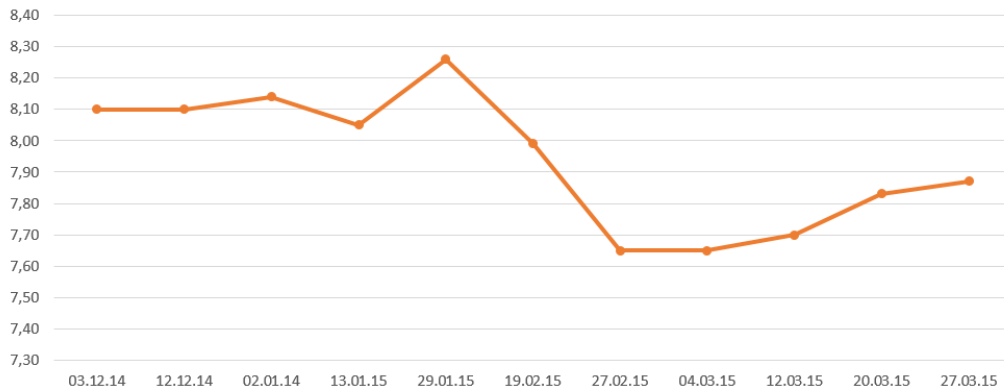


Figura 5.4: Andamento del FOS/TAC

Dal grafico di figura 5.4 si può notare come il valore di FOS/TAC sia costante per i primi due mesi di analisi a 0,2 e successivamente raggiunga valori di 0,27. Anche se i valori misurati sono indice di carico organico insufficiente, il fatto che sia costante nel tempo - l'escursione massima dello 0,07 può considerarsi costante - indica un corretto funzionamento dell'impianto.

## pH



**Figura 5.5:** Andamento del pH

Dal grafico di figura 5.5 si nota come il valore del pH rimanga entro l'intervallo consigliato di  $pH$  7 e  $pH$  9 per questa tipologia di impianti.

## Composizione biogas

L'analisi relativa alla composizione del biogas è stata condotta solamente nella giornata del 5/02/2015, ha riportato i seguenti risultati.

Data	$H_2S$ (ppm)	$CH_4$ %	$CO_2$ %	$O_2$ %	PCI $kJ/Nm^3$
05/02/2015	130	53	47	0,8	19.250

**Tabella 5.1:** Caratteristica dei substrati

I valori riportati in tabella 5.1 riguardano la composizione del gas in ingresso al cogeneratore.

Se ci si concentra sui valori di acido solfidrico  $H_2S$  presente all'interno dei reattori, si ha che questo ha un valore medio di 500 ppm. Confrontandolo con il valore di  $H_2S$  in ingresso al cogeneratore si nota che il sistema di abbattimento dell'acido solfidrico ha un'efficienza del 74%.

## 5.2 Aspetti tecnologici e gestionali

### Regolarità nel carico

Il periodo monitorato, come detto in precedenza, ricopre un tempo di quattro mesi durante il quale si è monitorato il quantitativo di matrici inserite nel reattore. Nel grafico 5.6 viene riportata solamente l'alimentazione del mese di dicembre presa come esempio per la valutazione degli aspetti gestionali.

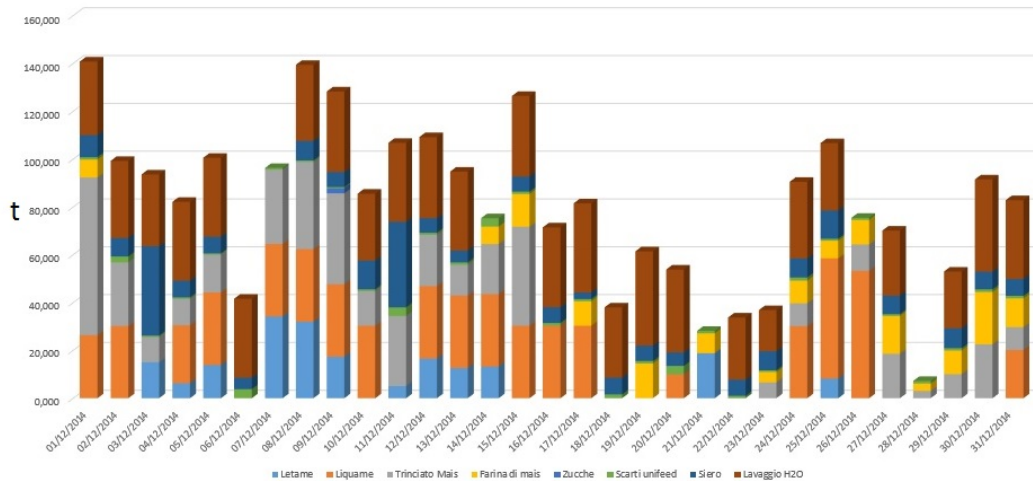


Figura 5.6: alimentazione dicembre 2014

La regolarità del carico non deve essere vista in termini di tonnellate di matrici inserite ma bensì in quantità di SVT inserita (vedi grafico 5.7).

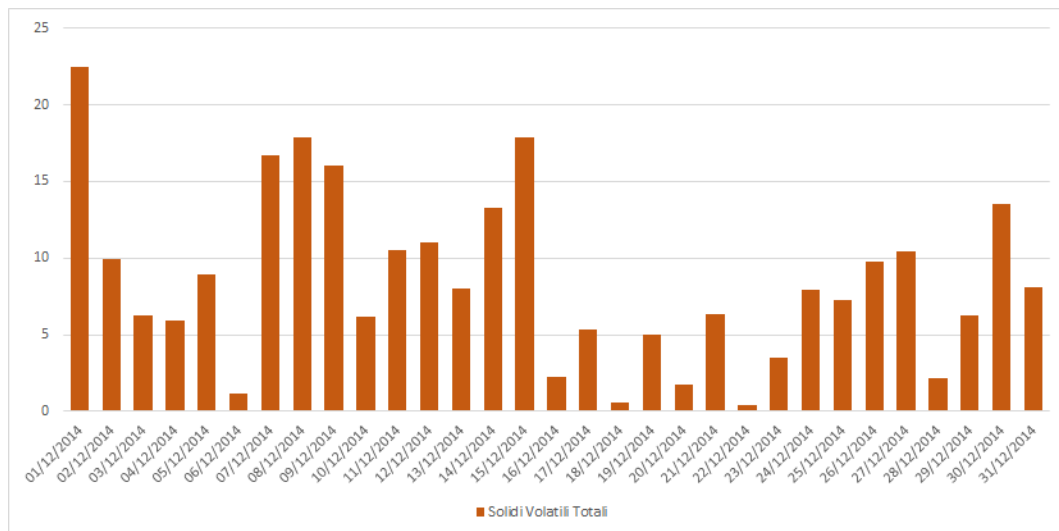


Figura 5.7: Solidi Volatili Totali in [t]

La regolarità consiste nel mantenere il più costante possibile le tonnellate di SVT all'interno del reattore. Come si può vedere dal grafico non vi è alcuna costanza.

Questa “non costanza” può essere valutata portando attenzione a due aspetti ben distinti: il primo riguarda una non corretta gestione in fase di alimentazione da parte

del gestore - il gestore non porta attenzione ai SVT immessi ma solamente alle tonnellate di matrice immessa - mentre il secondo riguarda un carico fatto in funzione al costo e alla disponibilità di una determinata matrice in quel preciso momento - non vi è una corretta ripartizione tra matrice inserita, prezzo e efficienza della matrice.

Queste considerazioni saranno la base per lo studio della condizione di alimentazione migliore durante la fase di ottimizzazione.

## Quantità di biogas prodotto

La produzione di biogas viene valutata secondo due aspetti ben distinti: il primo riguarda la contabilizzazione del biogas prodotto dall'impianto ad opera di un vero e proprio contabilizzatore mentre la seconda riguarda la produzione teorica di biogas relativa alla matrice inserita.

Durante il periodo di prova il contabilizzatore del biogas posto in ingresso al sistema di depurazione, è rimasto in esercizio fino alla fine di dicembre dopo di che si è guastato - non è stato riparato.

Per ovviare al problema della contabilizzazione del biogas, si è utilizzata la scheda tecnica del cogeneratore installato nella quale vengono riportate tutte le caratteristiche utili all'analisi.

Dalla lettura dell'energia prodotta nell'arco di 24 ore, letta mediante un contatore chiamato "contatore di produzione", si è determinato il grado di efficienza del cogeneratore. Ipotizzando un potere calorifico del biogas costante - cosa non vera ma utile per una analisi di tipo indicativo - conoscendo la potenza installata e richiamando il rendimento dell'impianto, si è ottenuto il valore del biogas consumato nel cogeneratore.

$$\dot{m}_{biogas\ richiesto} = \frac{P_e}{PCI \cdot \eta_e} \left[ \frac{Nm^3}{h} \right] \quad (5.1)$$

$$\dot{m}_{biogas\ consumato} = \dot{m}_{biogas\ richiesto} \left[ \frac{E_e\ reale}{E_e\ 24h} \right] \left[ \frac{Nm^3}{h} \right] \quad (5.2)$$

dove:

$E_e\ reale$ : rappresenta l'energia letta al contatore in  $kWh$ ;

$E_e\ 24h$ : rappresenta l'energia per un funzionamento di 24h  $kWh$ ;

$\dot{m}_{biogas\ richiesto}$ : quantità di biogas richiesta dal cogeneratore;

$\dot{m}_{biogas\ consumato}$ : quantità di biogas consumata dal cogeneratore;

$PCI$ : potere calorifico medio del biogas preso pari a  $4,4\ kWh/N^3$  ;

$\eta_e$ : rendimento elettrico ;

Il secondo aspetto riguarda la produzione istantanea di biogas in funzione al tipo di matrice inserita. I risultati sono stati ottenuti da prove effettuate in laboratorio ad opera di terzi e in seguito adottati nell’impianto considerato.

In figura 5.8 vengono riportati gli andamenti della produzione di biogas.

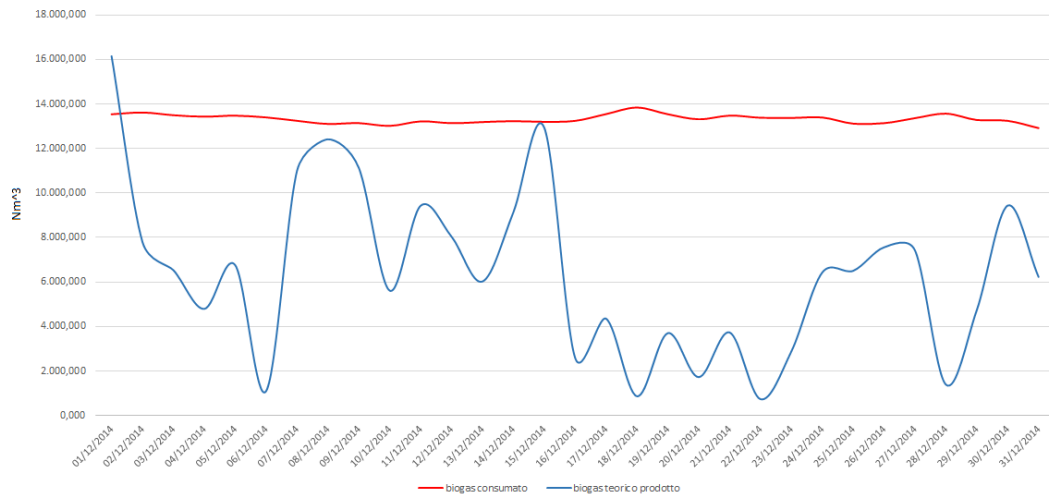


Figura 5.8: Quantità di biogas prodotto

### Produzione di biogas specifica

Un parametro interessante riguarda la produzione specifica di biogas, espressa in  $[Nm^3 \text{ biogas}/m^3_{\text{reattore}}]$ .

Questo dato varia in funzione alle dimensioni del reattore. Avremo che a parità di sostanza volatile totale, un aumento in volume del reattore porterà ad una diminuzione di produzione specifica.

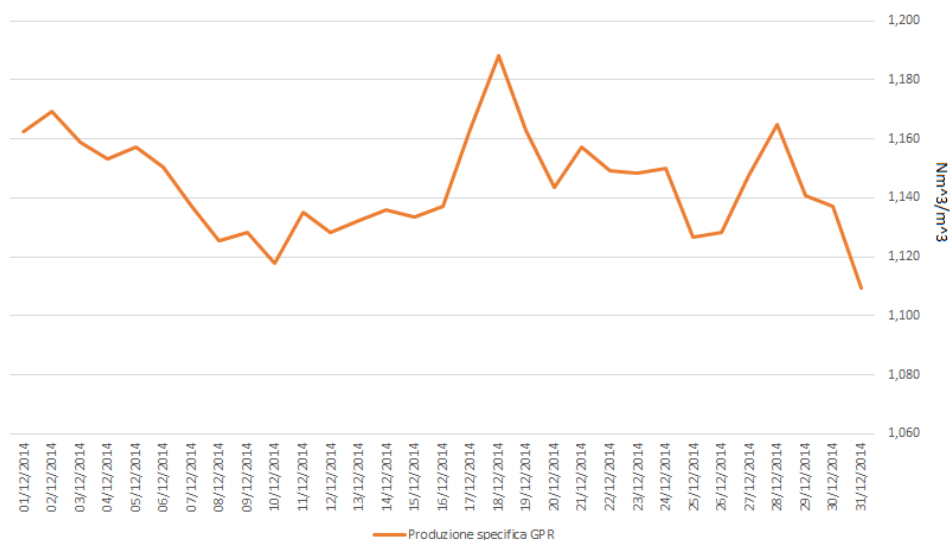


Figura 5.9: Produzione specifica di biogas

La produzione specifica di biogas considera come volume del reattore il volume di tutte le vasche coperte in quanto risultano potenziali “reattori” dell’impianto.

## Tempo di ritenzione idraulico

Sulla base delle matrici inserite avremo un andamento del tempo di residenza HRT, rappresentato nel grafico 5.10

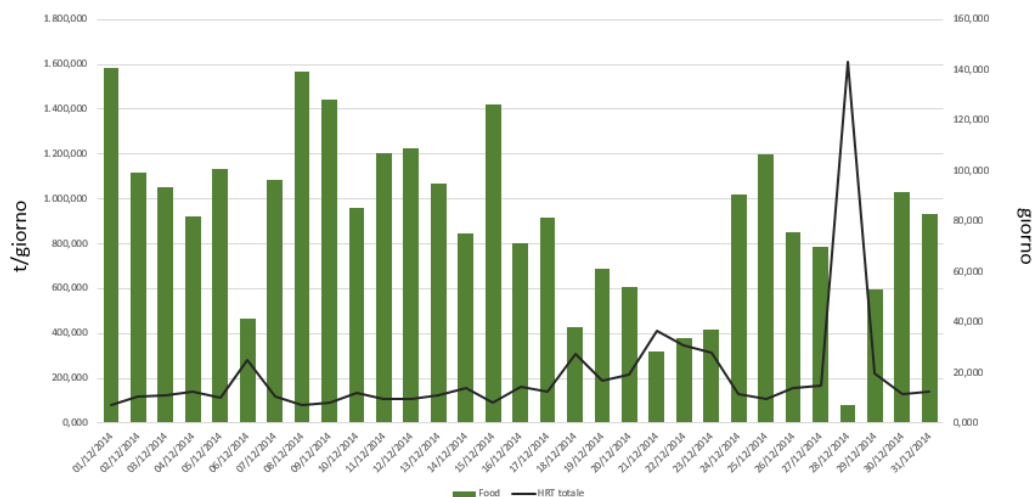


Figura 5.10: tempo di residenza HRT

I tempi di residenza medi da progetto, adottati in questa tipologia di impianti, sono di circa 140 giorni.

Nel grafico possiamo notare che tale condizione viene rispettata solamente per punti, senza avere una costanza durante tutto il tempo di esercizio.

Dal grafico 5.10, confrontando HRT con la quantità di matrici inserite, si deduce che valori di HRT costanti si possono ottenere solamente se si adotta un'alimentazione del sistema, in termini di SVT, il più costante possibile nel tempo.

Questa pratica richiede che l'operatore determini il quantitativo di matrice da inserire andando ad analizzare i parametri caratteristici delle matrici di cui dispone e inserisca il tutto con una logica ben precisa.

## Carico Organico Volumetrico

Il carico organico volumetrico, definito come la quantità di substrato in ingresso al reattore riferita all'unità di volume, per un impianto di tipo agro-industriale oscilla tra valori medi di  $0,8 \div 3 [kg_{SVT}/m^3/giorno]^1$ .

Anche in questo caso i valori di carico organico volumetrico non sono mai costanti nel tempo. Hanno un valore medio di  $0,73 [kg_{SVT}/m^3/giorno]$  e raggiungono valori massimi di  $1,9 [kg_{SVT}/m^3/giorno]$  e minimi di  $0,05 [kg_{SVT}/m^3/giorno]$ . Questo valore preso singolarmente potrebbe condurci a delle considerazioni errate, ecco perché lo si confronta con la velocità di degradazione. Come si è visto nel capitolo 4, valori di COV maggiori della velocità di degradazione ci portano ad una condizione di instabilità mentre valori inferiori sono indice di scarsa alimentazione.

<sup>1</sup>Dato fornito dall'azienda IES Biogas

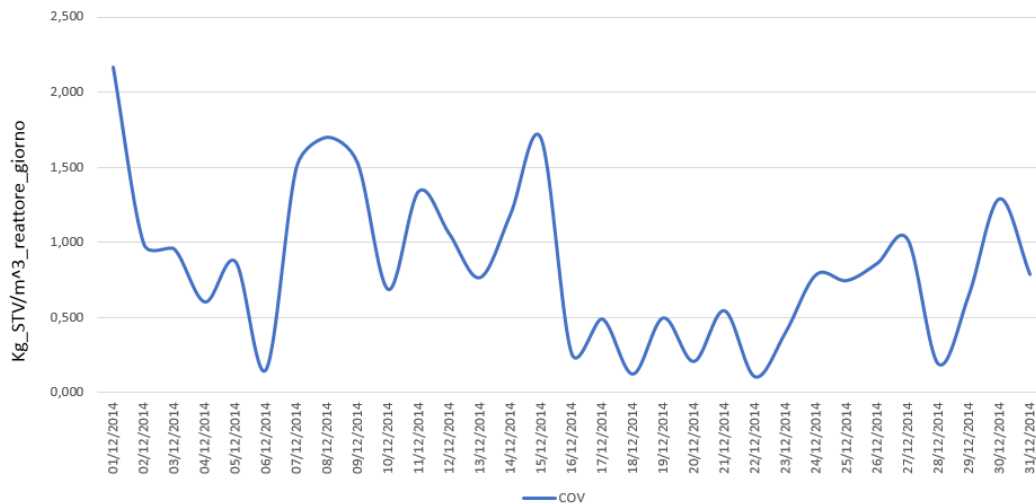


Figura 5.11: Carico Organico Volumetrico

Di seguito vediamo l'andamento del carico volumetrico (figura 5.12), e del tempo di ritenzione (figura 5.13), confrontati con i valori teorici adottati in fase di progettazione per questa tipologia di impianti.

Il valore del carico volumetrico di progetto per la tipologia di impianti considerata è del  $0,7 \text{ kg SVT}/\text{m}^3$ . L'impianto esaminato, come si può vedere dal grafico, non rispecchia questo valore in quanto presenta grosse fluttuazioni. Nonostante la presenza di fluttuazioni sia un indice di instabilità, si può notare che l'impianto non supera mai i valori di COV limite,  $2 \text{ kgSVT}/\text{m}^3$ , pertanto possiamo dire che pur lavorando "male" non si correrà il rischio di inibizione batterica.

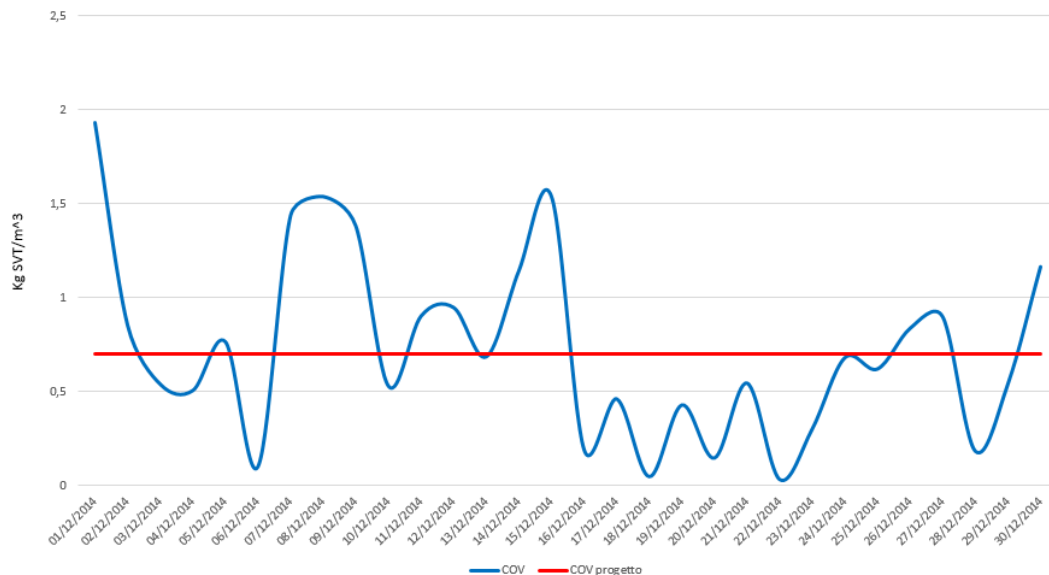


Figura 5.12: Confronto tra COV reale e COV di progetto

Il parametro HRT misurato nell'impianto presenta un andamento crescente al termine del mese considerato. Valori della curva inferiori al valore di progetto in-

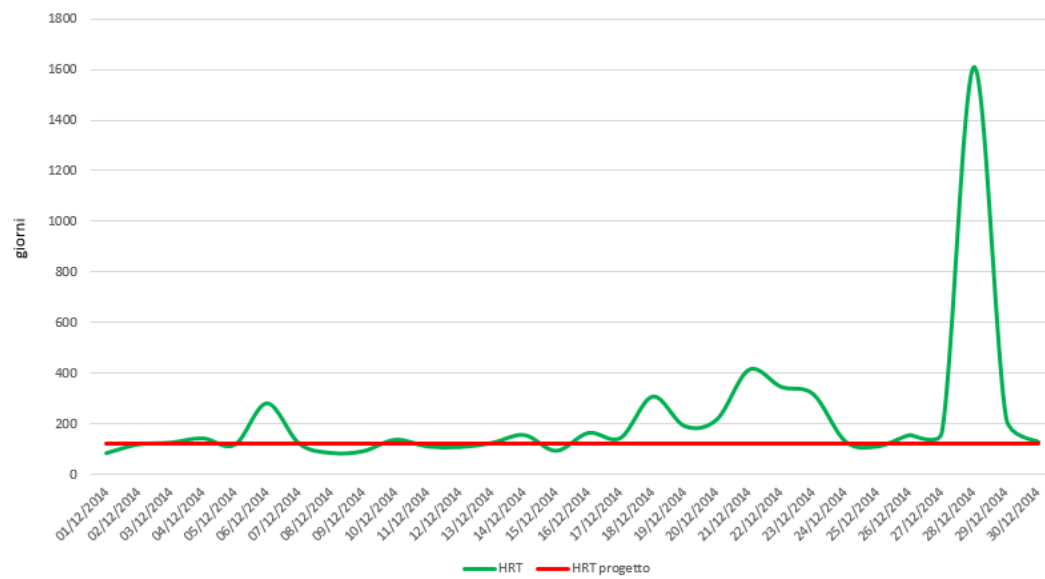


Figura 5.13: Confronto tra HRT reale e HRT di progetto

dicano un eccesso di matrici inserite nell'impianto mentre valori superiori indicano un'alimentazione scarsa.

## 5.3 Aspetti energetici

In questa sezione si valutano gli aspetti energetici dell'impianto.

L'acquisizione dei dati relativi al consumo e alla produzione di energia elettrica si è ottenuta mediante la lettura dei contatori dedicati. La configurazione adottata per l'impianto è rappresentata in figura 5.14 dove si ha un contatore di produzione che conteggia il flusso di energia prodotta dal gruppo elettrogeno del cogeneratore e immessa in rete; un contatore di scambio che viene utilizzato solamente nei momenti in cui il gruppo elettrogeno è fermo per manutenzioni o guasti improvvisi - situazioni che richiedono l'acquisto di energia dal gestore della rete. Il riquadro dove compare la dicitura "servizi ausiliari alla produzione" sta ad indicare il consumo relativo a tutti i componenti elettromeccanici costituenti l'impianto.

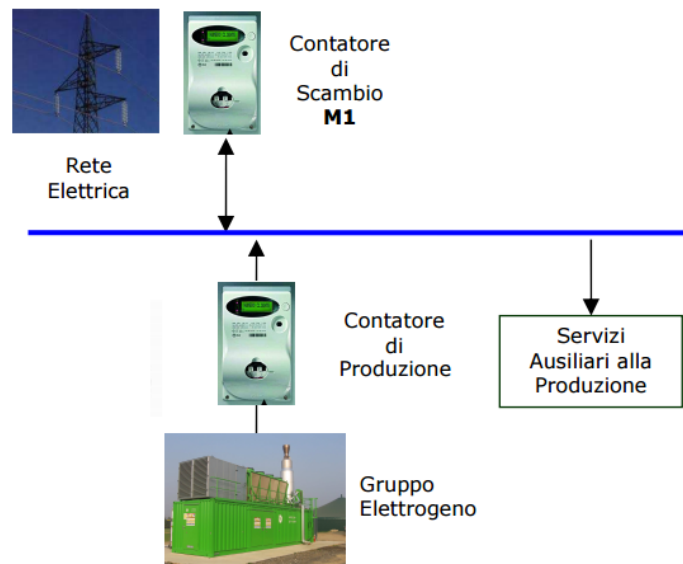


Figura 5.14: schema flussi energetici

Il problema maggiore riscontrato durante l'analisi è stato la reperibilità dei dati relativi alla produzione e al consumo di energia in quanto non avendo a disposizione dei sistemi di monitoraggio - datalogger - l'operatore ha monitorato la produzione e i consumi giornalieri per il solo mese di dicembre.

Dal mese di dicembre in poi non c'è stata più la possibilità di leggere i consumi e la produzione giornaliera in quanto il gestore non ha avuto più nessun interesse nell'adottare questa operazione ma ha fornito solamente i dati di produzione e autoconsumo mensili. Per conoscere i dati di autoconsumo e produzione giornalieri dei mesi successivi si è deciso di realizzare un modello che stimasse il valore degli autoconsumi dell'impianto.

Data	Energia lorda [kWh]	Energia autoconsumata [kWh]	Energia netta [kWh]
01/12/2014	23939	1226	22713
02/12/2014	23937	1224	22713
03/12/2014	23935	1332	22604
04/12/2014	23934	1298	22637
05/12/2014	23934	1298	22637
06/12/2014	23937	1224	22713
07/12/2014	23934	1221	22713
08/12/2014	23932	1821	22112
09/12/2014	23932	1296	22637
10/12/2014	23930	1819	22112
11/12/2014	23930	1536	22394
12/12/2014	23931	1344	22587
13/12/2014	23931	1655	22276
14/12/2014	23931	1557	22374
15/12/2014	23932	1296	22637
16/12/2014	23931	296	23636
17/12/2014	23931	1295	22637
18/12/2014	23931	830	23102
19/12/2014	23931	1004	22928
20/12/2014	23931	1295	22637
21/12/2014	23736	1131	22605
22/12/2014	23605	784	22821
23/12/2014	23897	1063	22835
24/12/2014	23930	1754	22176
25/12/2014	23932	1296	22637
26/12/2014	23932	1183	22749
27/12/2014	23930	1556	22374
28/12/2014	23930	507	23424
29/12/2014	23929	310	23619
30/12/2014	23931	981	22950
31/12/2014	23931	1013	22918

Tabella 5.2: Flussi di energia

### 5.3.1 Modello degli autoconsumi

Il modello relativo agli autoconsumi è stato strutturato sulla base degli autoconsumi dei componenti elettromeccanici e verificato con i dati riguardanti i consumi del mese di dicembre.

La stesura del modello considera due punti: il primo riguarda la determinazione della potenza assorbita per un singolo dispositivo mentre il secondo riguarda la determinazione della potenza assorbita in una precisa fase di lavoro.

#### Determinazione della potenza assorbita

Ai fini di misurare la potenza assorbita e di conseguenza l'energia utilizzata da ogni singolo dispositivo, è necessario conoscere la corrente che fluisce nelle tre fasi e la tensione di esercizio.

Questa procedura in molti casi risulta onerosa dal punto di vista dei dispositivi utilizzati per le misurazioni. In ambito sperimentale si è notato che in un sistema trifase è possibile assumere un valore di potenza medio calcolato utilizzando solamente una fase, secondo la relazione:

$$P_{ass} = \sqrt{3} V_i I_i \cos\varphi \quad \text{trifase} \quad (5.3)$$

$$P_{ass} = V_i I_i \cos\varphi \quad \text{monofase} \quad (5.4)$$

dove

$P_{ass}$  potenza in kW;

$V_i$  tensione i-esima in V;

$I_i$  corrente i-esima in A;

$\cos\varphi$  sfasamento.

#### Determinazione della potenza richiesta

In questo caso la determinazione della potenza richiesta viene suddivisa in funzione alle rispettive fasi del processo che racchiudono uno o più componenti.

Di seguito si riporta un esempio di calcolo della potenza richiesta, mediante il modello costruito, per il giorno 26/12/2014 e successivamente lo si confrontato con il valore letto per lo stesso giorno andando così a valutarne la percentuale di errore.

#### Immissione

Partendo dai dati riguardanti le matrici di alimentazione rappresentate in tabella 4.7 si è suddiviso il tutto in matrici pompabili e solide.

A comporre le matrici pompabili vi sono tutti i reflui provenienti dalle vasche di raccolta adagate sotto le stalle - letame e liquame - e gli scarti della lavorazione del latte provenienti dal caseificio - siero - mentre le matrici solide provengono da

Data	Liquame[t]	Insilato di mais[t]	Farina di mais[t]	Scarti unifeed[t]
26/12/2014	53,275	11,000	10,300	0,900

**Tabella 5.3:** ricetta giorno 26/12/2014

colture dedicate - trinciato di mais e farina di mais - e matrici occasionali - zucche, sfalci d'erba, residui da mangiatoia.

Dalla seguente suddivisione si è calcolata l'energia assorbita dalle matrici solide e pompabili.

### Totale pompabile

Dal paragrafo dove è presente l'inventario dei componenti elettromeccanici costituenti l'impianto, si trova la pompa volumetrica per la quale sono note tutte le caratteristiche in particolare l'assorbimento elettrico che questa genera durante il suo esercizio pari a

$$P_{ass pompa in} = \sqrt{3} \cdot 400 \cdot 19,8 \cdot 0,89 = 24,201 \text{ kW}$$

Il tempo di carico per la parte pompabile è determinato dividendo le tonnellate in ingresso con la portata della pompa espressa in  $[m^3/h]$ .

Per definire una portata in  $[t/h]$  si considera una densità media della matrice movimentata di  $\rho_{pompa} = 0,900 \text{ t/m}^3$ .

$$h_{pompain} = \frac{Q_{immessa}}{\dot{Q}_{pompa} \cdot \rho_{pompa}} = 0 \text{ h} : 19 \text{ min}$$

dove:

- $Q_{immessa}$ : portata di sostanza pompata all'interno del reattore in  $[t]$ ;
- $\dot{Q}_{pompa} = 180 \frac{m^3}{h}$  portata della pompa;
- $\rho_{pompa}$ : densità della sostanza pompata in  $\left[\frac{t}{m^3}\right]$

l'energia assorbita per il tempo di funzionamento calcolato risulta

$$E_{pompain} = 7,959 \text{ kWh}$$

In serie con la pompa volumetrica vi è il **BioCut**. Il tempo di esercizio di questo dispositivo è lo stesso della pompa in quanto entrambi sono collegati in serie (vedi figura 5.15), conoscendo l'assorbimento richiesto pari a

$$P_{ass BioCut} = 10,974 \text{ kWh}$$

si determina l'energia richiesta di

$$E_{BioCut} = 3,609 \text{ kWh}$$

Figura 5.15: Vogelsang BioCut e pompa volumetrica (catalogo Vogelsang)

### Totale solido

La procedura per la determinazione dell'energia assorbita dalla parte solida ovvero dalla coclea di carico, rispecchia quella utilizzata per la parte pompabile. Conoscendo il quantitativo di matrice solida inserito nei carri miscelatori espresso in [t] e la portata media della coclea di carico pari a

$$\dot{Q}_{coclea} = 6 \frac{t}{h}$$

si ricava un tempo di funzionamento di

$$h_{coclea} = 3 h : 42 \text{ min}$$

per il quale corrisponde un'energia assorbita di

$$E_{coclea} = 74,833 \text{ kWh}$$

Oltre alla coclea, all'interno dei carri sono presenti delle frese per le quali viene stimato un assorbimento in funzione alla percentuale giornaliera di matrice caricata (stima teorica, non essendo possibile calcolarne l'assorbimento a causa della mancata strumentazione). La base percentuale viene fatta sulla capacità massima di carico del carro che nel caso esaminato è di 60 [t], andando a moltiplicare l'assorbimento totale delle tre frese

$$P_{ass. frese} = 120,240 \text{ kW}$$

per lo stesso tempo di esercizio della coclea, otteniamo:

$$E_{frese} = 444,870 \text{ kWh}$$

La somma tra l'energia richiesta dal totale pompabile e l'energia richiesta dal totale solido, vanno ad identificarmi l'energia necessaria in fase di carico

$$E_{coclea} + E_{frese} + E_{pompain} = 531,270 \text{ kWh}$$

### Estrazione

Associata alla fase di carico vi è la fase di estrazione del digestato. Questa fase è gestita da una pompa volumetrica avente le stesse caratteristiche della pompa volumetrica di immissione.

Per calcolare il tempo di esercizio della pompa e di conseguenza l'energia richiesta si è considerato, stando a dati acquisiti durante il periodo analizzato e a informazioni dettate dall'azienda, che la degradazione della matrice organica durante il tempo utile alla produzione di biogas si aggira attorno al 10%. Per determinare quindi la portata estratta dal reattore, si è considerato questa pari all'90% della sostanza immessa nel reattore, ottenendo così un tempo di estrazione di

$$h_{estrazione} = 0 \text{ h} : 28 \text{ min}$$

al quale corrisponde un energia assorbita di

$$E_{estrazione} = E_{pompa \text{ out}} + E_{BioCut} = 14,749 \text{ kWh}$$

## Separazione

In serie alla pompa di estrazione della potenza di 4 kW, troviamo un separatore (vedi figura 5.16)



Figura 5.16: Separatore solido/liquido SEPCOM (catalogo SEPCOM)

i quali funzionano per un tempo stimato di 7 ore, assorbendo un energia pari a

$$E_{separazione} = 5,558 \text{ kWh}$$

## Azionamenti pneumatici

Come visto in precedenza, il passaggio del digestando e delle matrici avviene mediante la chiusura e l'apertura di valvole a ghigliottina di tipo in figura 5.17

l'azionamento di queste avviene grazie all'utilizzo di aria compressa generata da due compressori.

Risulta utile determinare l'energia elettrica richiesta per singolo azionamento. Richiamando le caratteristiche del compressore e delle valvole viste in tabella 4.3 si stima un assorbimento medio per apertura e chiusura della valvola, misurato mediante l'utilizzo di una pinza amperometrica e della relazione (5.4), di

$$E_{ass \text{ valvola}} = 3,498 \text{ W}$$

Nel caso esaminato si considerano quattro cicli di apertura e chiusura (immissione pompabile, spostamento in post-fermentatore, spostamento in vasca di stoccaggio coperta, spostamento in area di stoccaggio) recanti un assorbimento complessivo di

$$E_{ass \text{ valvole}} = 13,992 \text{ Wh}$$



Figura 5.17: Valvola pneumatica (catalogo TECOFI)

Inoltre, all'interno dell'energia assorbita per singolo azionamento, si considera l'energia richiesta per alimentare la guarnizione di tenuta dei teloni gasometrici e l'energia persa per trafileamento.

## Miscelazione

Il processo di miscelazione è gestito da agitatori veloci e lenti. Il tempo di azionamento di ogni singolo agitatore è impostato mediante il software di figura 4.16. Ogni singolo agitatore viene azionato per un tempo stabilito, all'interno di un intervallo temporale imposto, e in funzione al tipo di lavoro che deve compiere.

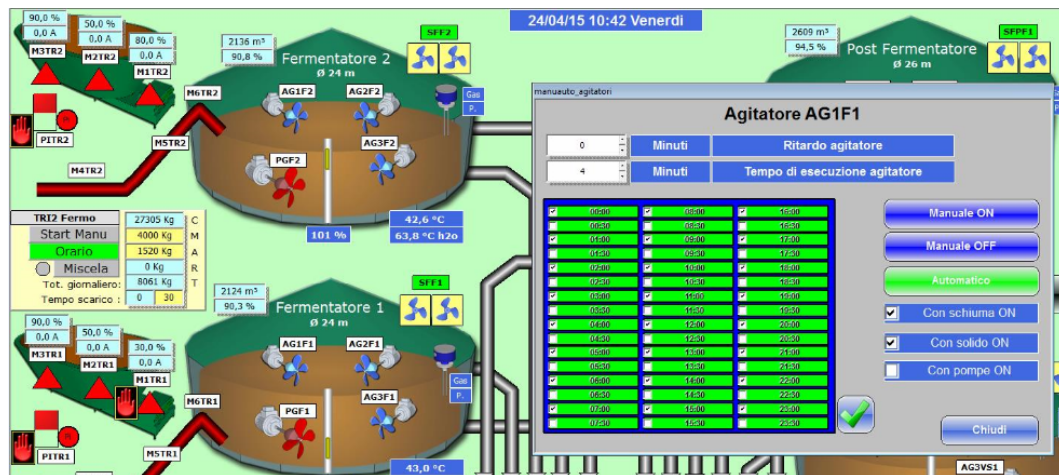


Figura 5.18: Programma azionamento agitatori

In figura 5.18 vediamo l'esempio dell'agitatore AG1F1 presente nel reattore 1. Questo agitatore viene azionato, oltre che per un tempo di 4 min ogni ora, anche in fase di carico della matrice solida e in presenza di schiuma. Pertanto per ogni agitatore è possibile impostare le tempistiche e le condizioni di azionamento desiderate.

L'energia assorbita dai sistemi di agitazione viene ripartita in due categorie: energia assorbita da programma ed energia assorbita in fase di carico.

L'energia assorbita da programma prevede una tempistica di azionamento degli agitatori veloci di

$$h_{mixer} = 11h \ 12min$$

e degli agitatori lenti di

$$h_{paddel \ gigant} = 48min$$

per un assorbimento complessivo di energia di entrambe le parti di

$$E_{ass. \ programmata} = 228,665 \ kWh$$

Mentre per quanto riguarda l'energia assorbita dagli agitatori in fase di carico si hanno

$$E_{ass. \ fase \ carico} = 133,818 \ kWh$$

La determinazione esatta dell'assorbimento da parte dei mixer utilizzati per funzionare anche in presenza di schiuma è impossibile in quanto non si può conoscere con esattezza il quantitativo e in che modo quest'ultima si formi. Andremo a commentare quanto scritto nella sezione di verifica del modello.

Inoltre il gestore, un paio di volte alla settimana, cala i mixer veloci nel fondo della vasca e li aziona in modo tale da movimentare eventuale digestando sedimentato. Questa operazione ha un impatto notevole in termini di energia assorbita.

## Gestione globale

A garantire il mantenimento delle condizioni di progetto troviamo le soffianti per l'insufflazione di aria all'interno dei reattori operanti 24h/24 che assorbono un energia di

$$E_{soffiante} = 7,320 \ kWh$$

Per lo stesso periodo di funzionamento troviamo le pompe di ricircolo dell'acqua di riscaldamento dei reattori

$$E_{pompe \ ricircolo} = 39,360 \ kWh$$

## Dispositivi esterni al volume di controllo

Non potendo misurare l'energia assorbita di tutti i dispositivi che compongono l'impianto, sulla base dei valori misurati riguardanti l'energia assorbita globale si sono confrontati i valori calcolati con il modello e, la quota parte di energia mancante per arrivare al valore letto è stata stimata teoricamente, per i mesi considerati, ad un valore di:

$$E_{gestione \ globale} \approx 282 \ kWh/giorno$$

All'interno di questo valore troviamo l'assorbimento di:

- sistema di trattamento del biogas;
- pompa anti-condensa del biogas;
- pompe anti-pioggia;

- sistemi di illuminazione;
- soffiante della torcia.

In questa sezione vengono considerati inoltre i tempi di azionamento degli agitatori extra per movimentare la massa e gli scambi del digestando tra le vasche.

### 5.3.2 Verifica del modello

Confrontando gli autoconsumi misurati al contatore con gli autoconsumi calcolati secondo il modello sopra descritto, si ottiene quanto riportato in tabella 5.3.

Data	Energia (contatore) [kWh]	Energia (modello) [kWh]	delta [kWh]	% [%]
26/12/2014	1.183,000	1.242,745	+59,745	+5

Tabella 5.4: Energia autoconsumata: letta e teorica

In questa tabella si nota che il valore stimato risulta essere superiore a quello letto. Se si confronta questo valore con i valori stimati e effettivi, calcolati durante tutto il mese di dicembre (vedi grafico 5.19) si nota che tale non è mai uguale.

Questa disuguaglianza è data da vari fattori: la presenza di schiuma, i diversi orari di acquisizione dei dati da parte dell'operatore e la non corretta ripartizione degli assorbimenti degli impianti al di fuori del volume di controllo.

Nel grafico 5.19, riguardante il monitoraggio degli autoconsumi del solo mese di dicembre 2014, nei giorni 16 e 29 dicembre 2014 si nota che il valore dell'energia assorbita letta al contatore risulta inferiore del 70% rispetto al valore stimato dal modello. Questa situazione è data dal fatto che il gestore della rete in alcuni casi effettua una voltura, andando a confrontare il valore dell'energia autoconsumata reale con il valore degli autoconsumi fissato dal DM 6 luglio 2012 - il quale stabilisce che per impianti di taglia inferiore a 1 MW, gli autoconsumi sono pari all'11% della produzione di energia lorda totale - andando di conseguenza a versare o scalare la differenza effettiva.

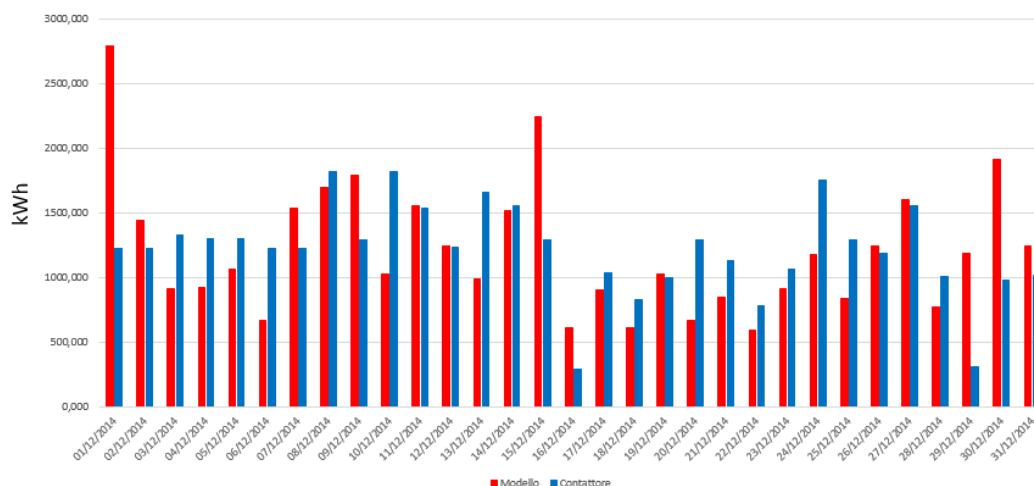
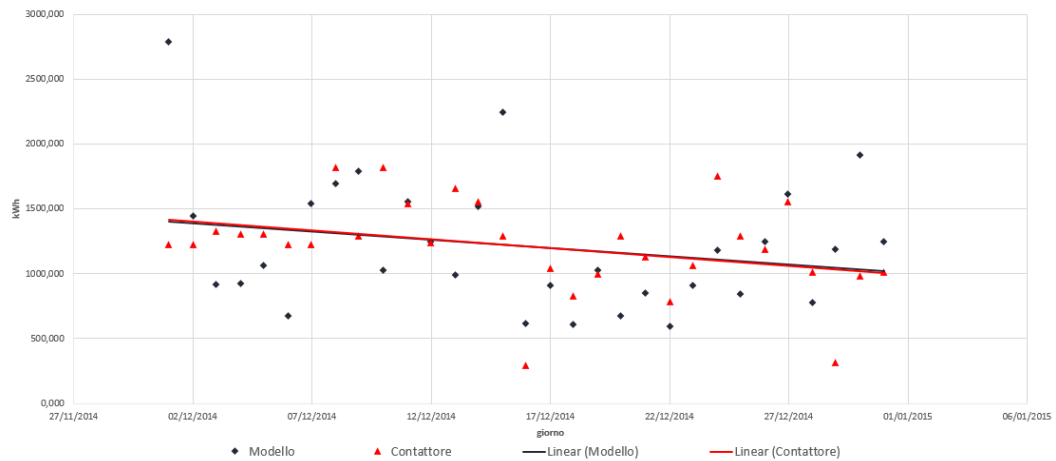


Figura 5.19: Autoconsumi: letti e teorici



**Figura 5.20:** Confronto autoconsumi

Ai fini di validare il modello, si sono misurati gli autoconsumi al contatore non solo nel mese di dicembre ma durante tutto il periodo di analisi in modo tale da potere valutare il margine di errore del modello costruito.

In questo caso sono stati considerati i valori di energia autoconsumata totale del mese preso in esame.

Data	Energia (contatore)	Energia (modello)	delta	%
-	[kWh]	[kWh]	[kWh]	%
01/12-31/12	37.578,740	37.541,988	-36,572	0,1
01/01-31/01	37.713,000	38.650,991	937,991	2,4
01/02-28/02	35.686,000	36.023,291	337,291	0,9
01/03-31/03	34.467,000	42.3199,138	7.852,138	18,5

**Tabella 5.5:** Confronto di validazione del modello

I valori in % che compaiono in tabella 5.5 sono stati ottenuti pesando l'energia autoconsumata definita dal modello in funzione all'energia autoconsumata letta al contatore durante tutto il periodo di prova.

Come accennato durante la realizzazione del modello, la presenza di schiuma porta a considerare non reali gli assorbimenti dei sistemi di agitazione in quanto essi si azionano ogni volta che un sensore ne rileva la presenza.

La causa principale riguardante la formazione di schiuma non è nota, si può considerare data dall'irregolarità della composizione delle ricette inserite in quanto le colonie batteriche non sono in grado di adattarsi alla composizione del substrato, situazione che porta ad un conseguente sovraccarico di Solidi Volatili Totali. Per risolvere questo problema - oltre a migliorare la gestione in funzione della quantità di SVT inseriti -, è possibile adottare soluzioni di tipo inibenti per la schiuma

introducendo all'interno del reattore siliconi e oli i quali vano a ridurre la tensione superficiale del substrato in modo da dare la possibilità al biogas prodotto di uscire dal digestando.

### 5.3.3 Ripartizione degli autoconsumi e soluzioni di ottimizzazione

Volendo studiare delle soluzioni che riducano gli autoconsumi dell'impianto, è necessario conoscere la ripartizione dell'assorbimento di energia di ogni singolo componente.

Nel caso esaminato si è suddivisa l'energia assorbita media del mese di dicembre - definita secondo il modello realizzato - da ogni singolo componente e la si è riportata in un grafico a torta 5.21.

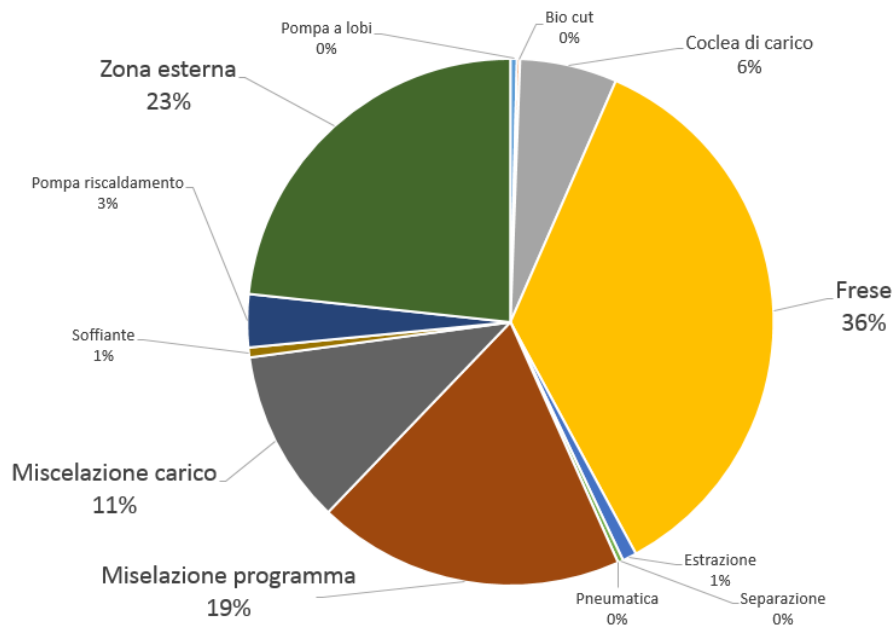


Figura 5.21: Ripartizione dei consumi per singolo componente - dicembre

Dal grafico si nota come la maggior parte dell'energia autoconsumata è richiesta dalle frese alloggiato all'interno dei carri (Frese 36%), seguita dai componenti utilizzati per la miscelazione (Miselazione fase carico 11% e Miselazione programma 19%) e dall'autoconsumo dato dai componenti esterni al volume di controllo (zona esterna 23%).

Volendo ridurre il valore degli autoconsumi si deve intervenire su tutte le voci elencate in precedenza, senza sostituire i componenti ma cercando di ottimizzarli sotto l'aspetto gestionale. Intervenire in tutte le voci non è possibile in quanto: la zona esterna non è parte del volume di controllo; i tempi di miscelazione programmata sono stati stabiliti in seguito ad un'analisi biologica; i tempi di miscelazione della fase di riempimento seguono le tempistiche di carico delle matrici. L'unica voce sulla quale possiamo intervenire sono le frese interne ai carri miscelatori.

Le frese alloggiato all'interno dei carri miscelatori (rappresentate in figura 5.23, da frecce rosse), hanno lo scopo di miscelare le matrici, andando a comporre la ricetta e inviarla alla coclea di immissione (blocco verde), la quale provvederà ad



Figura 5.22: Frese e sistema di carico a coclee

inserirla nel reattore. Nella configurazione attuale il tempo di azionamento delle frese è pari al tempo di azionamento della coclea di carico.

La configurazione attuale di azionamento delle frese prevede un funzionamento continuo e pari all'intera fase di carico con tutte e tre le frese accese al 100% del carico. Questa soluzione, come si vede in figura 5.23, porta a far lavorare le frese 2 e 3 anche quando su di esse non vi è del materiale da elaborare (3/3 rappresenta il tempo totale di carica). Questo porta ad avere dei consumi a "vuoto", in quanto si hanno delle frese che non compiono alcun tipo di lavoro, ma richiedono comunque energia.

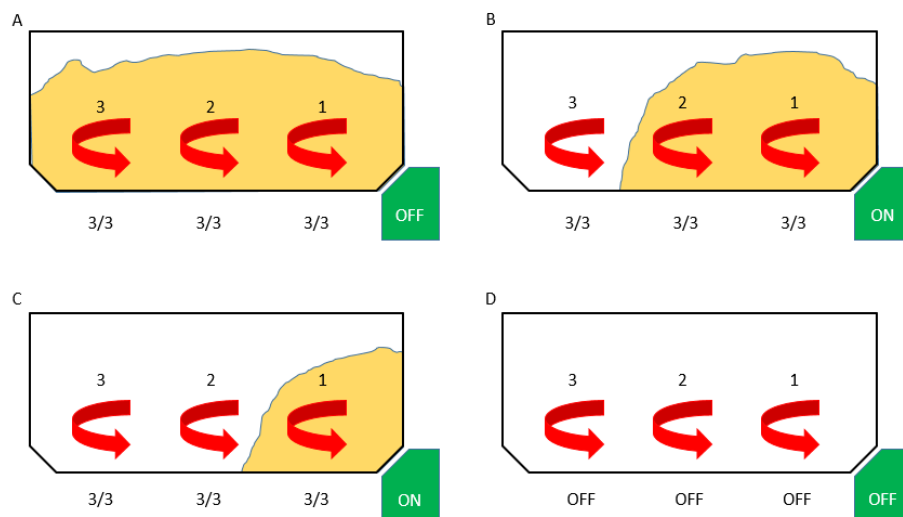
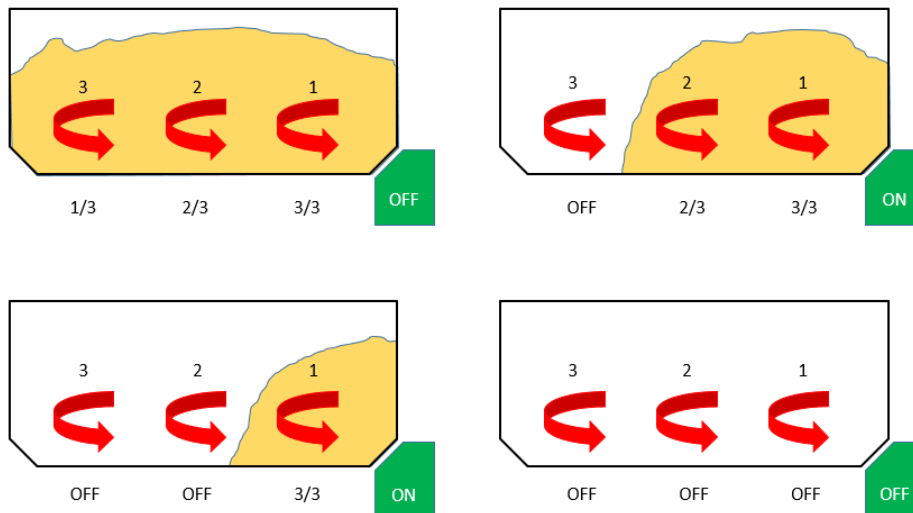


Figura 5.23: Situazione di carico attuale

La media dell'energia richiesta dalle frese, per il mese di dicembre è stata di:

$$E_{media\ frese} = 430,179\ kWh$$

Per limitare i funzionamenti a vuoto e di conseguenza abbassare il valore degli assorbimenti, si è deciso di partizionare i tempi di azionamento delle frese secondo la configurazione di figura 5.24, andando ad implementare un algoritmo di ripartizione tempistica all'interno del software IES Biogas.



**Figura 5.24:** Situazione di carico ottimizzata

Questa soluzione considera di fare lavorare le frese secondo una logica di partizionamento temporale, andando a suddividere la tempistica di carico tra le tre frese. Partendo dalla prima fresa - fresa 1 - la si troverà attiva per tutto il tempo di carico 3/3, in quanto risulta essere la fresa principale atta ad inviare la ricetta alla coclea di carico. La seconda fresa - fresa 2 - lavorerà per i 2/3 del tempo necessario al carico, mentre la terza fresa - fresa 3 - lavorerà per 1/3 del tempo.

Questa soluzione ha portato ad una nuova ripartizione degli autoconsumi all'interno dell'impianto - raffigurata in figura 5.25 - con un nuovo consumo medio da parte delle frese di:

$$E_{media \text{ frese new}} = 286,786 \text{ kWh}$$

corrispondente ad un risparmio in percentuale del 33% rispetto alla configurazione precedente.

Considerando di confrontare il costo medio degli autoconsumi attuali delle sole frese nel mese di dicembre, pari a

$$euro_{frese \text{ dicembre}} = E_{frese \text{ dicembre}} \cdot 0,28 \text{ cent/kWh} = 3.734 \text{ euro}$$

con il costo degli autoconsumi ottimizzato sulla ripartizione del tempo di esercizio delle frese di

$$euro_{frese \text{ dicembre opt}} = E_{frese \text{ dicembre opt}} \cdot 0,28 \text{ cent/kWh} = 2.489 \text{ euro}$$

si nota un risparmio netto di

$$euro \text{ risparmiati}_{media \text{ dicembre}} = 1.254 \text{ euro}$$

ovvero il 33% di consumi in meno rispetto alla situazione iniziale.

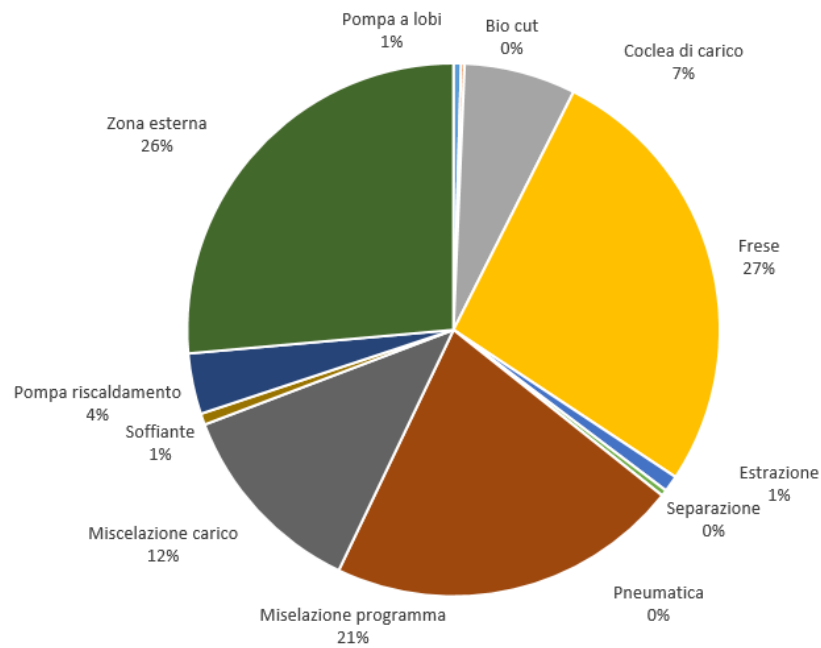


Figura 5.25: Nuova ripartizione degli autoconsumi per singolo componente - dicembre

Pesato nell'arco di dodici mesi, ipotizzando il valore degli autoconsumi costanti, la ripartizione delle tempistiche di azionamento delle frese porta ad avere un risparmio di

$$\text{euro risparmiati}_{12 \text{ mesi}} = 15.046 \text{ euro}$$

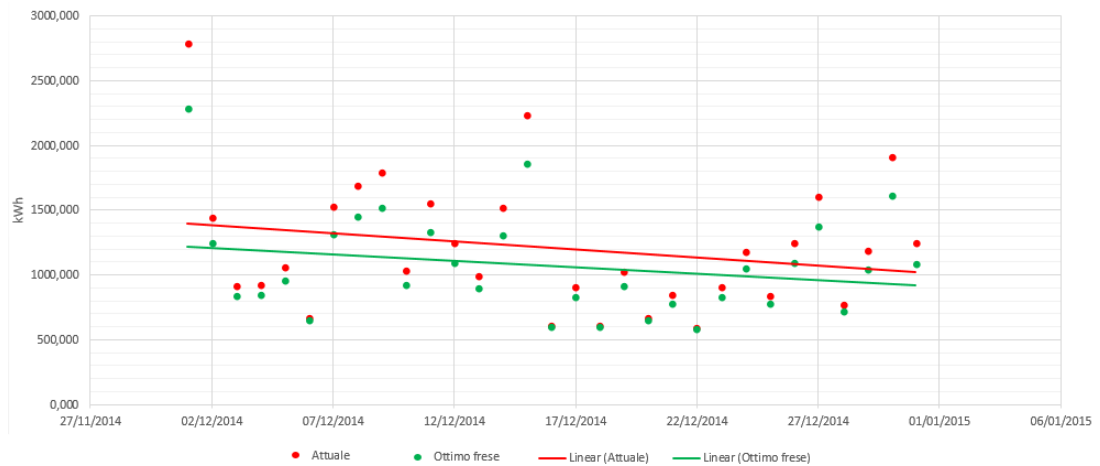


Figura 5.26: Confronto autoconsumi - situazione attuale con la configurazione ottimale del funzionamento delle frese

## 5.4 Aspetti economici

E' corretto da un punto di vista tecnico considerare che l'impianto lavori sempre in condizioni di massima efficienza. Ma in molti casi affidarsi a condizioni di massima efficienza può risultare una scelta non valida dal lato economico.

Nell'impianto esaminato gli utili vengono generati dalla vendita dell'energia elettrica prodotta: questa produzione richiede che l'impianto venga alimentato e gestito, comportando una spesa di gestione che andrà ad incidere sugli utili.

Il ricavo dalla vendita dell'energia elettrica si basa sulla tariffa onnicomprensiva, la quale prevede che a seconda della tipologia di impianti considerati vi sia una remunerazione in funzione della potenza installata.

N°	FONTE	TARIFFA (€ cent / kWh)
1	Eolica per impianti di taglia inferiore a 200 kW	30
2	Solare *	*
3	Geotermica	20
4	Moto ondoso e maremotrice	34
5	Idraulica diversa da quella del punto precedente	22
6	Biogas e biomasse, esclusi i biocombustibili liquidi ad eccezione degli oli vegetali puri tracciabili attraverso il sistema integrato di gestione e di controllo previsto dal regolamento (CE) n. 73/2009 del Consiglio, del 19 gennaio 2009**	28
8	Gas di discarica, gas residuati dai processi di depurazione e biocombustibili liquidi ad eccezione degli oli vegetali puri tracciabili attraverso il sistema integrato di gestione e di controllo previsto dal regolamento (CE) n. 73/2009 del Consiglio, del 19 gennaio 2009**	18

\* Ndr: Per gli impianti da fonte solare si applicano i provvedimenti attuativi dell'articolo 7 del Dlgs 29 dicembre 2003, n. 387 (Conto energia).

Figura 5.27: Tabella 3 art. 2; comma 145; Finanziaria 2008

Stando a quanto riportato in Tabella 3 art. 2; comma 145; Finanziaria 2008 - norma in vigore nel periodo di installazione dell'impianto - per un impianto di tipologia a BIOGAS la tariffa incentivante è di 28 cent/kWh fissata a 15 anni. A comporre i costi generali troviamo le matrici di alimentazione organiche e gli assorbimenti elettrici. A definire il costo delle matrici troviamo:

Matrice	Propria	Acquistata	Prezzo [euro/t]
Letame	●		10
Liquame	●	●	5
Siero	●		20
Insilato di mais	●		60
Farina di mais	●	●	200
Ortofrutta	●		-
Scarti unifeed	●		80

Tabella 5.6: Prezzo matrici

La spesa complessiva del mese di dicembre è rappresentata di seguito:

Energia elettrica prodotta  $EE_{lorda} = 741.337 [MWh]$ ;

Energia elettrica autoconsumata  $EE_{autoconsumi} = 37.579 [MWh]$ ;

Prezzo di acquisto delle matrici  $Costo_{matrici} = 72.839 [euro]$

L'utile è dato dai ricavi meno i costi, pertanto si avrà:

$$U = R - C$$

$$R = EE_{lorda} \cdot 0,28 = 207.574 [euro]$$

$$C = EE_{autoconsumi} \cdot 0,28 + Costo_{matrici} = 83.361 [euro]$$

$$U = 207574,36 - 83321,99 = 124.213 [euro]$$

Dai risultati si vede che i costi complessivi pesano per il 40% sul ricavo totale.

All'interno di questa percentuale si trova il costo suddiviso per un 13% in autoconsumi e per un 87% in approvvigionamento delle matrici, suggerendo che il peso maggiore in termini di spesa riguarda le matrici.

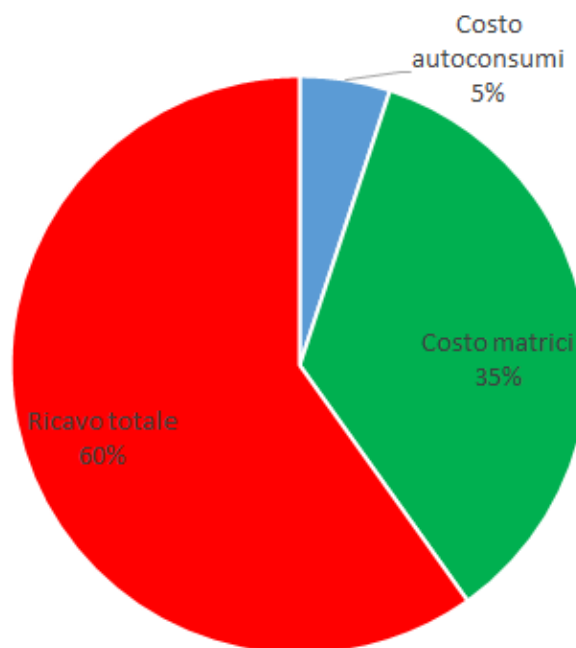


Figura 5.28: Ripartizione del ricavo



## Capitolo 6

# Ottimizzazione

Per pianificare delle soluzioni di ottimizzazione è necessario conoscere l'attuale sistema di gestione e il conseguente comportamento dell'impianto. Una volta ottenute queste informazioni si provvederà a costruire una linea di riferimento, baseline data dalla situazione attuale, con la quale confrontare le nuove soluzioni adottate e valutare se queste possano portare o meno beneficio all'impianto.

Le strategie studiate ed implementate si sono concentrate su due aspetti: massimizzare il rendimento dell'impianto portando attenzione agli aspetti gestionali, e minimizzare i costi complessivi andando a lavorare con le matrici programmabili.

Durante il periodo di monitoraggio quadrimestrale dell'impianto (01/01/2014 - 30/03/2015), si sono controllati i parametri gestionali riguardanti: le matrici inserite, il tempo di ritenzione, il biogas prodotto, l'energia lorda prodotta e l'energia autoconsumata.

Sulla base dei dati ottenuti si è cercato di creare una situazione ottimale dell'impianto percorrendo due strade: la prima mantenendo costante il parametro gestionale HRT, in modo tale da avere lo stesso valore di biogas prodotto medio della situazione attuale; la seconda ha riguardato l'aspetto tecnico-economico, andando a pesare il quantitativo di matrice non programmabile da inserire in funzione del prezzo per tonnellata e del biogas da produrre.

Tutte queste analisi sono state condotte con la nuova configurazione di funzionamento delle frese in modo da limitare gli autoconsumi.

La baseline sulla quale si è concentrata l'ottimizzazione è stata, come citato in precedenza, il biogas teorico prodotto dall'impianto.

## 6.1 Analisi della situazione attuale

Di seguito vengono riportati i parametri caratteristici che “raccontano” il comportamento dell’impianto durante il normale esercizio.

### Tonnellate di matrici attuali

Il quantitativo di matrici, e le tipologie utilizzate durante il periodo di analisi, sono riportate nel grafico di figura 6.1. Si è visto che il gestore dell’impianto alimenta i reattori secondo una ricetta non precisa ma definita giorno per giorno, sulla base delle matrici disponibili e del quantitativo di biogas che sta producendo.

### Carico organico volumetrico attuale

Il comportamento in termini di COV è rappresentato nel grafico di figura 6.3, dove si vede che il valore medio COV è di:

$$COV_{medio} = 1,01 \quad kg_{SVT}/m^3 \text{ reattore giorno}$$

Essendo i SVT i diretti responsabili della produzione di biogas, un andamento costante del loro valore e del valore di COV garantirebbe una produzione quasi regolare di biogas.

Dal dato riguardante il COV medio, possiamo risalire alle tonnellate giornaliere di SVT medi inseriti nel reattore, secondo la relazione:

$$SVT_{medi} = COV_{medio} \cdot Volume = 11,762 \quad t_{SVT}$$

### Tempo di ritenzione attuale

Il tempo di ritenzione è rappresentato dal grafico di figura 6.2. Il valore medio del HRT dell’impianto è di:

$$HRT_{medio} = 243 \quad \text{giorni}$$

In data 29/12/2014 si nota il picco superiore ai 1600 giorni. Essendo HRT dato dal rapporto tra il volume e la quantità di matrice inserita, un valore di 1600 *giorni* sta ad indicare che per quel giorno il quantitativo di ricetta inserito è stato povero e pari a 7,235 [t], valore molto inferiore rispetto al valore di carico medio di 65,284 [t].

### Produzione teorica di biogas attuale

Nel grafico 6.4 viene rappresentato l’andamento della produzione di biogas, con un valore medio di:

$$\dot{Q}_{biogas} = 9.411 \quad Nm^3/t \text{ SVT}$$

Se si divide la produzione media giornaliera per le 24 ore che compongono la giornata, otteniamo un quantitativo orario di biogas aspirato dal cogeneratore di:

$$\dot{Q}_{biogas \text{ motore}} = 392,135 \quad Nm^3/t \text{ SVT ora}$$

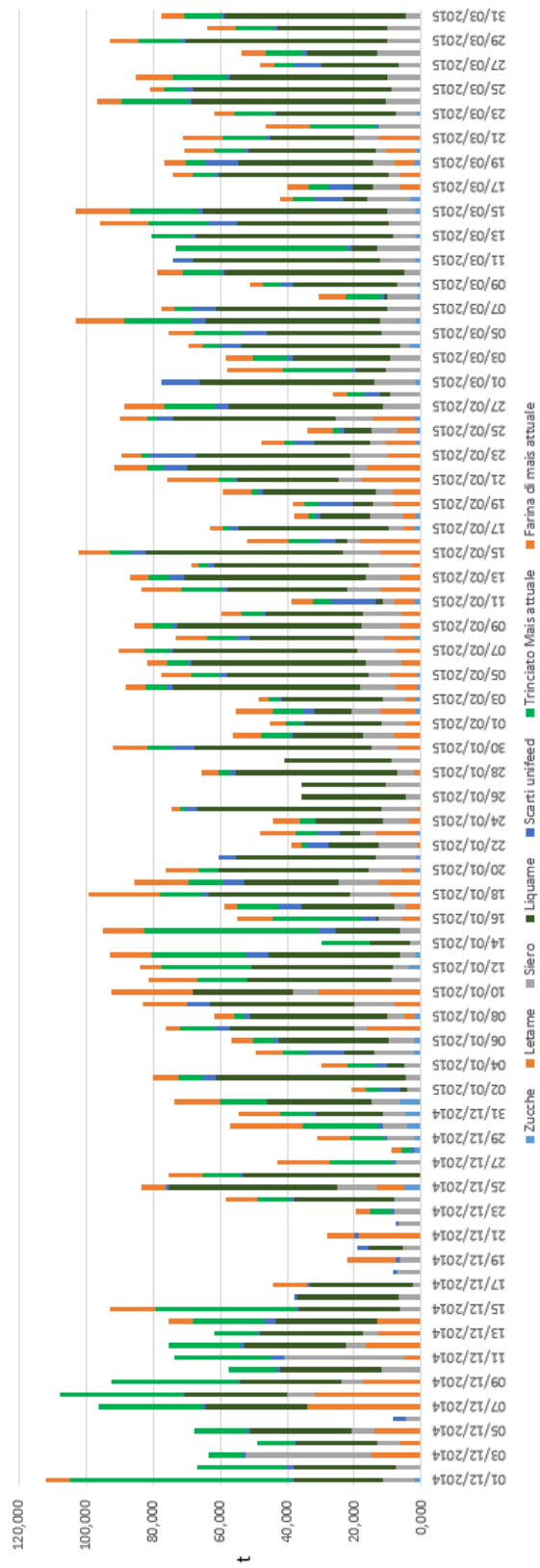


Figura 6.1: Tonnellate di matrici - Situazione analizzata



Figura 6.2: Tempo di ritenzione - Situazione analizzata

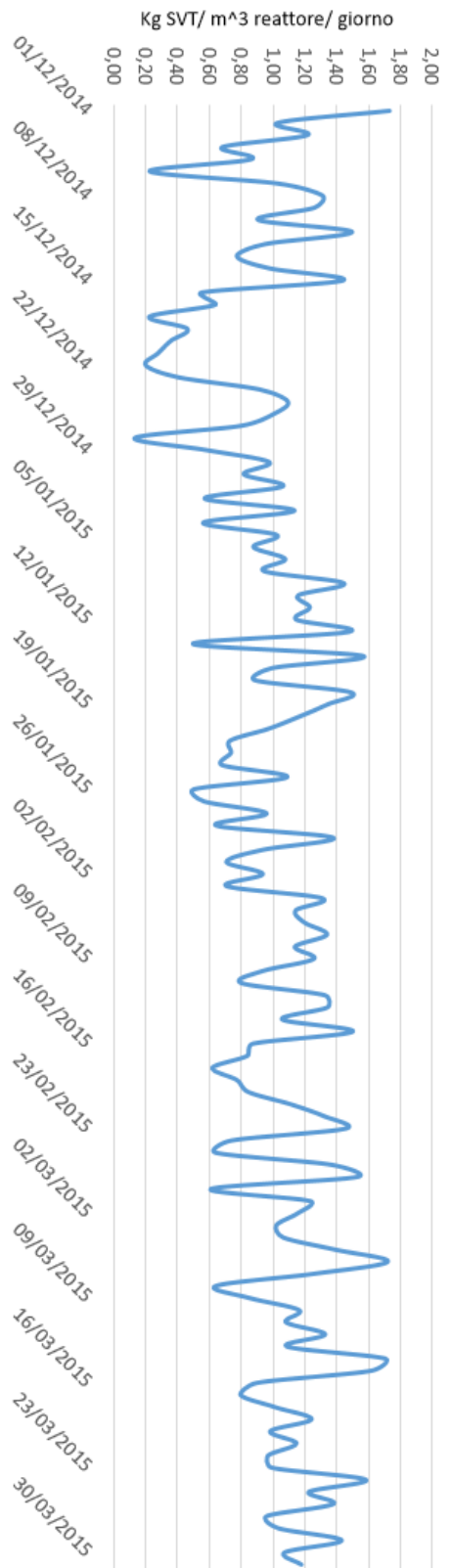


Figura 6.3: COV - Situazione analizzata

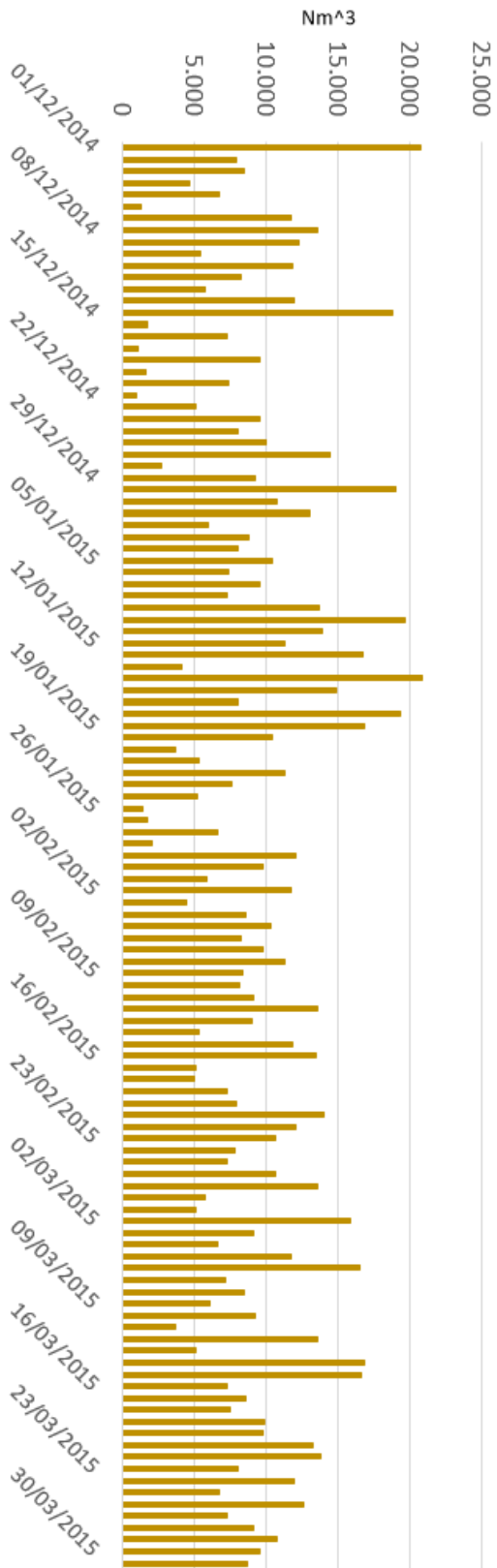


Figura 6.4: Biogas teorico prodotto - Situazione analizzata

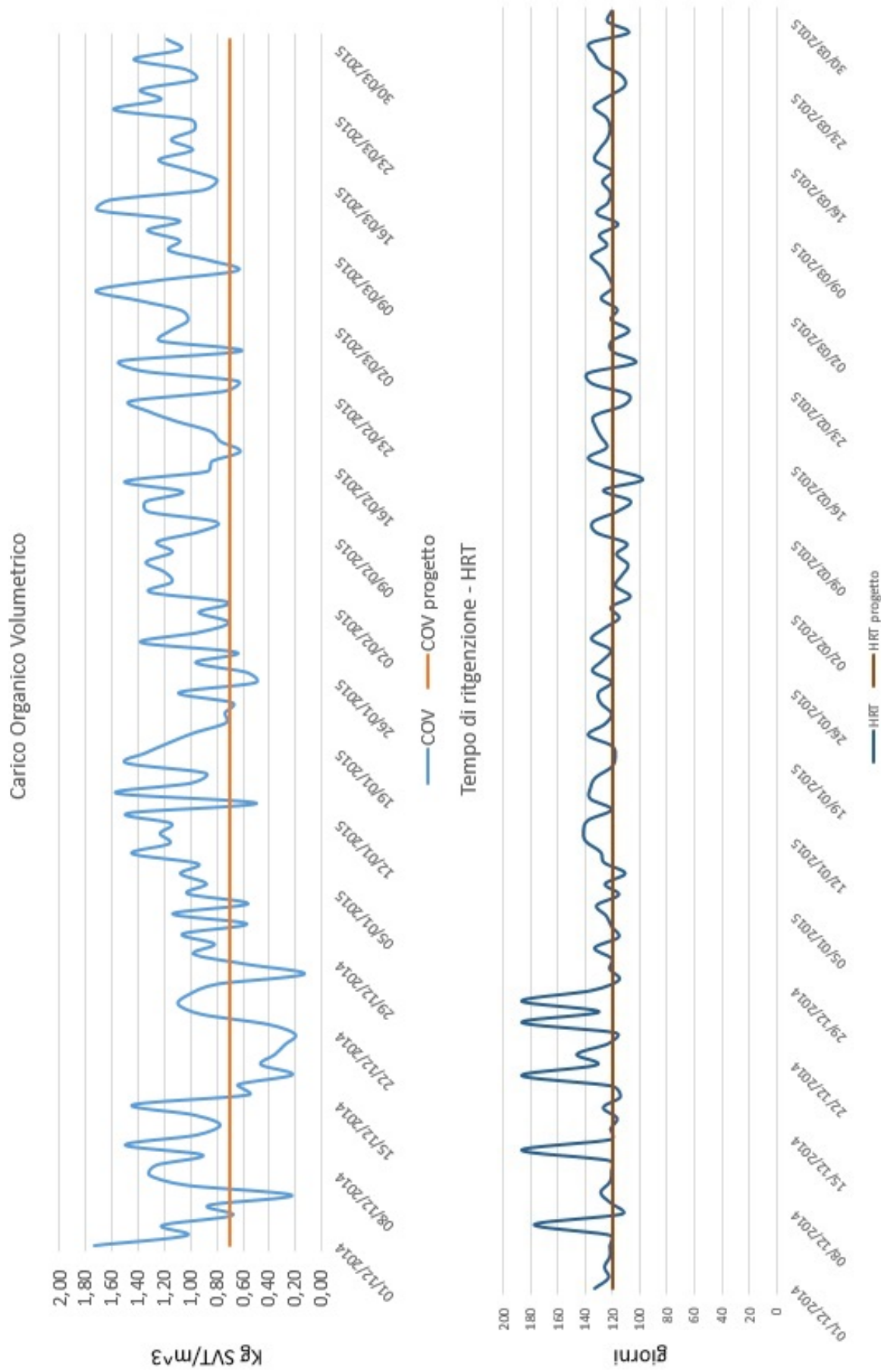


Figura 6.5: Confronto parametri di progetto con parametri analizzati - Situazione attuale

### Energia prodotta e autoconsumata

La ripartizione dell'energia prodotta lorda, autoconsumata e netta durante il periodo di analisi è stata ottenuta grazie alla lettura del contatore e riportata in tabella 7.1.

Energia	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
lorda media [kWh]	741.365	730.525	670.132	730.525
autoconsumata [kWh]	37.542	38.651	36.023	42.319
netta [kWh]	703.822	702.713	633.598	699.045

**Tabella 6.1:** Energia - Situazione analizzata

### Costo delle matrici

Le matrici utilizzate in questa fase hanno il costo riportato in tabella 6.1. Il costo viene ripartito in funzione della singola matrice.

Matrice	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Letame	1.934	1.286	2.218	406
Liquame	2.892	4.675	4.665	5.705
Siero	4.925	4.711	4.718	5.416
Insilato di mais	28.015	18.018	9.629	22.616
Farina di mais	31.172	50.495	41.081	45.177
Ortofrutta	-	-	-	-
Scarti unifeed	3.246	7.985	8.376	8.893
TOTALE	72.184	87.170	70.687	88.213

**Tabella 6.2:** Costo delle matrici - Situazione analizzata

La contabilizzazione del quantitativo delle matrici è stata ottenuta grazie all'aiuto del gestore, che giorno per giorno ha segnato quantità e tipologia di matrice.

### Bilancio economico

L'aspetto principale di un impianto a biogas è l'utile che esso stesso riesce a generare. La relazione con la quale si sono valutati gli utili è la seguente:

$$Utile = Ricavi - Costi$$

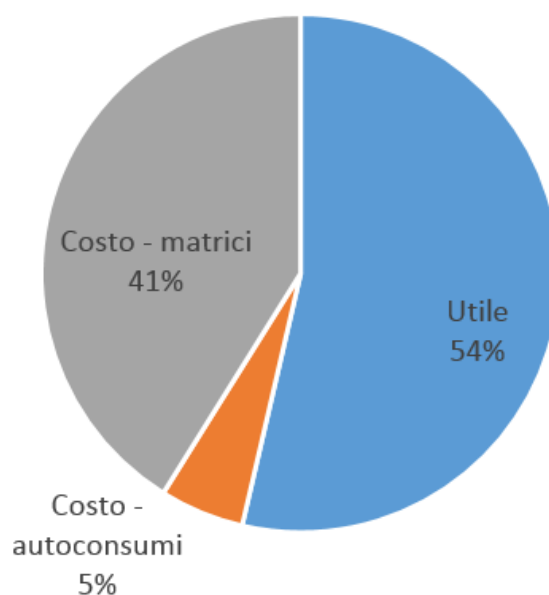
In tabella 6.3 è rappresentata la suddivisione tra i costi e i ricavi dell'impianto durante il periodo analizzato.

	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Ricavo EE lorda [ <i>euro</i> ]	207.582	193.987	177.665	194.896
Costo EE autoconsumata [ <i>euro</i> ]	10.512	10.822	10.087	11.849
Costo matrici [ <i>Euro</i> ]	72.184	87.170	70.687	88.213
Utile [ <i>Euro</i> ]	124.886	109.590	106.721	107.519

**Tabella 6.3:** Ripartizione costi e ricavi - Situazione analizzata

Portando l'attenzione alla suddivisione dei costi, si nota che l'impatto maggiore è dato dall'acquisto delle matrici necessarie alla produzione del biogas, pari a 41%, mentre gli assorbimenti dovuti ai sistemi di mantenimento pesano per un 5%.

### Bilancio economico - Attuale



**Figura 6.6:** Bilancio economico - Situazione analizzata

## 6.2 Ottimizzazione sulla base degli aspetti gestionali

L'ottimizzazione su base gestionale ha portato l'attenzione al tempo di ritenzione HRT, dove si è deciso di percorrere questa strada in quanto la valutazione in termini di tonnellate di tal quale di matrici da inserire risultava la più semplice per il gestore. A differenza del COV (parametro ottimale per controllare l'efficienza dell'impianto, ma difficile da determinare in tempi brevi), HRT è gestibile attraverso una bilancia 6.7 posta nel carro miscelatore, con la quale il gestore può tenere sempre sotto controllo il quantitativo di matrice inserita in tempo reale.



Figura 6.7: Bilancia

### 6.2.1 Tempo di ritenzione

Il tempo di ritenzione ottimale è stato fissato ad un valore di:

$$HRT_{ottimale} = 180 \text{ giorni}$$

Questo valore è stato determinato in seguito a prove eseguite considerando il volume totale dell'impianto, assieme alla produzione teorica di biogas da parte delle matrici inserite.

Sulla base di questo dato, conoscendo il volume dell'impianto di  $V = 11646 \text{ m}^3$  e la densità del digestando  $\rho_{diges} = 900 \text{ kg/m}^3$  - densità media determinata sulla base di misurazioni condotte in opera - si ricava il valore della portata ottimale di matrici da inserire nel reattore:

$$\dot{Q}_{tal\ qual e} = \left( \frac{V}{HRT} \right) \rho_{diges} = 64.700 \text{ kg}_{t.q.}/giorno$$

Nel caso studiato si sono distinte le matrici a disposizione in matrici programmabili e non programmabili.

Sulla base della quantità di matrici non programmabili (ad esempio zucche, letame, siero, liquame e scarti unifeed), per la quale non è possibile fare una previsione

precisa essendo scarti da reflui zootecnici e di lavorazioni, si è definita la quantità di matrici programmabili (Insilato di mais e farina di mais) da utilizzare per raggiungere le condizioni di ottimo senza portare attenzione al quantitativo di SVT inserito.

Nel grafico di figura 6.9 sono riportate le tonnellate di matrici programmabili e non programmabili, suddivise per tipologia, inserite nel reattore in modo tale da rispettare la condizione di HRT di progetto.

La determinazione del quantitativo di matrice programmabile da inserire nel reattore si è ottenuta sulla base della produzione di biogas teorica per matrice. Avendo a disposizione, come matrici programmabili, la farina di mais e insilato di mais, si è fatto il rapporto tra il valore maggiore teorico di biogas prodotto per tonnellata di tal quale rispetto al minore, ripartendo il tutto in funzione del quantitativo di matrice rimanente da inserire ai fini di soddisfare il valore di HRT voluto.

$$m_{NP} - m_{HRT} = m_N \quad (6.1)$$

$$m_{insilato} = m_N \cdot r \quad (6.2)$$

$$m_{farina} = m_N - m_{insilato} \quad (6.3)$$

dove

$m_{NP}$  matrici non programmabile [t] ;

$m_{HRT}$  matrice da progetto [t];

$m_N$  matrice mancante [t];

$m_{farina}$  farina di mais [t];

$m_{insilato}$  insilato di mais [t];

$r$  rapporto tra produzioni teoriche di biogas.

### Carico organico volumetrico

Sulla base dettata dalla condizione ottimale di HRT, si è ottenuto un andamento del COV rappresentato in figura 6.8 di valore medio pari a:

$$COV_{medio} = 1,01 \quad kg_{SVT}/m^3 \text{ reattore giorno}$$

questo ci consente di definire una media di SVT all'interno del reattore di:

$$SVT_{medio} = 11,762 \quad kg/m^3 \text{ reattore giorno}$$

**Produzione teorica di biogas**

L'andamento della produzione teorica di biogas è rappresentato in figura 6.10, avente una produzione media di

$$\dot{Q}_{biogas} = 9.366 \quad Nm^3/t \quad SVT$$

Se si confronta questo valore con il valore calcolato della situazione iniziale di:

$$\dot{Q}_{biogas} = 9.411 \quad Nm^3/t \quad SVT$$

si può notare che l'ottimizzazione HRT ha portato una produzione media di biogas minore di:

$$\dot{Q}_{biogas \text{ eccesso}} = 45 \quad Nm^3/t \quad SVT$$

corrispondente ad un valore dello 0,47% inferiore rispetto al valore iniziale.

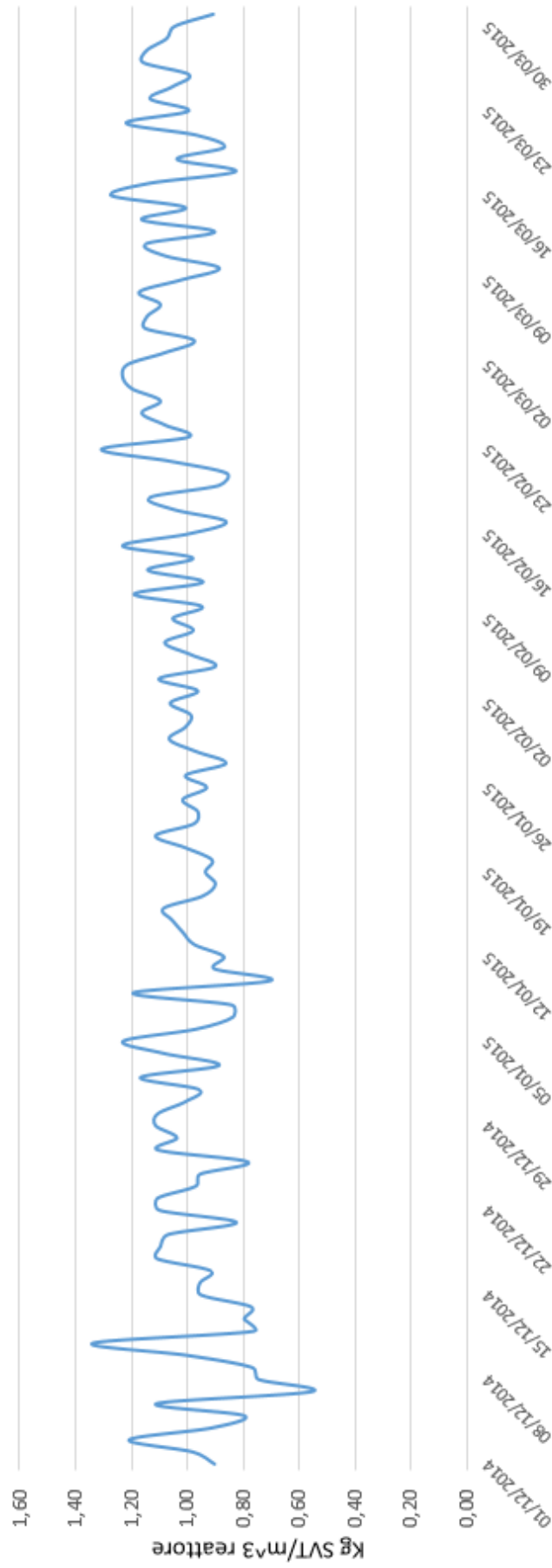


Figura 6.8: COV - HRT ottimale

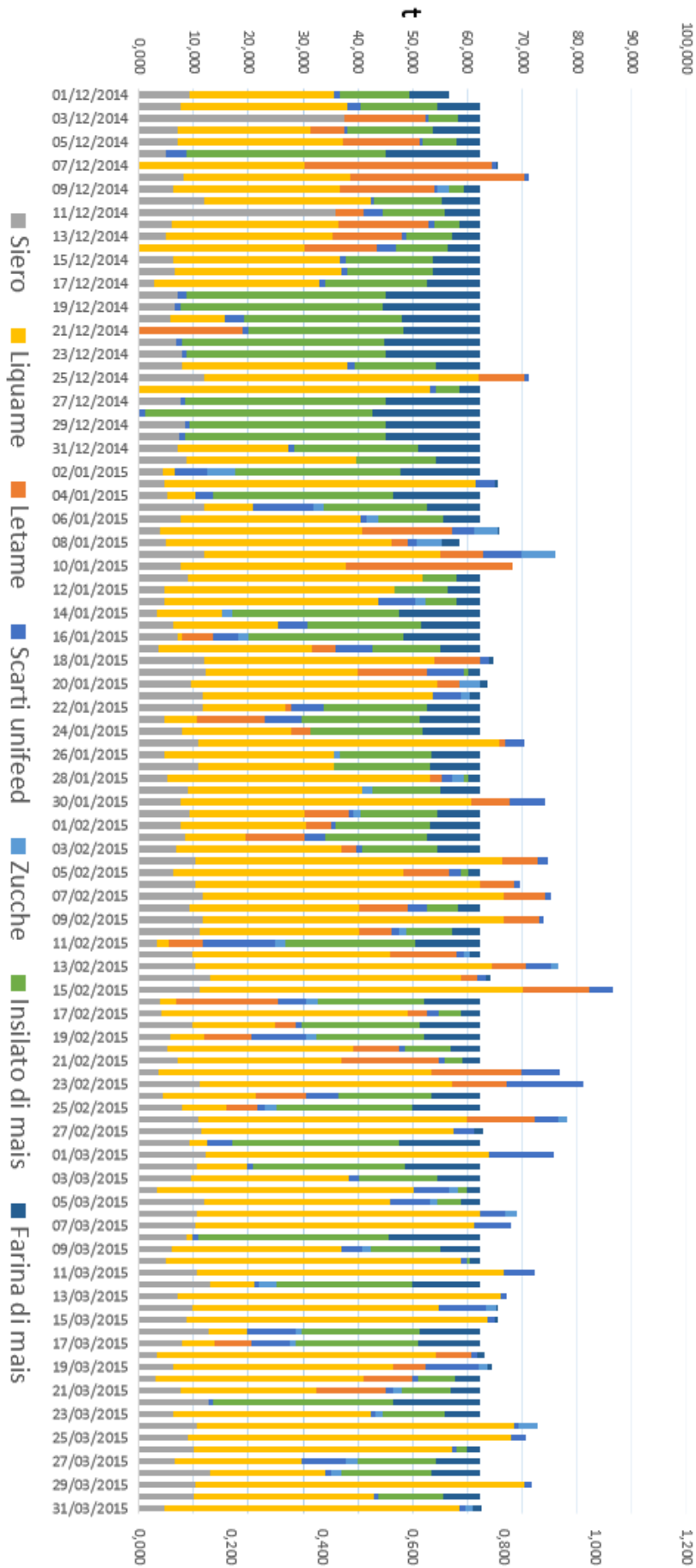


Figura 6.9: Tonnellate di matrice - HRT ottimale

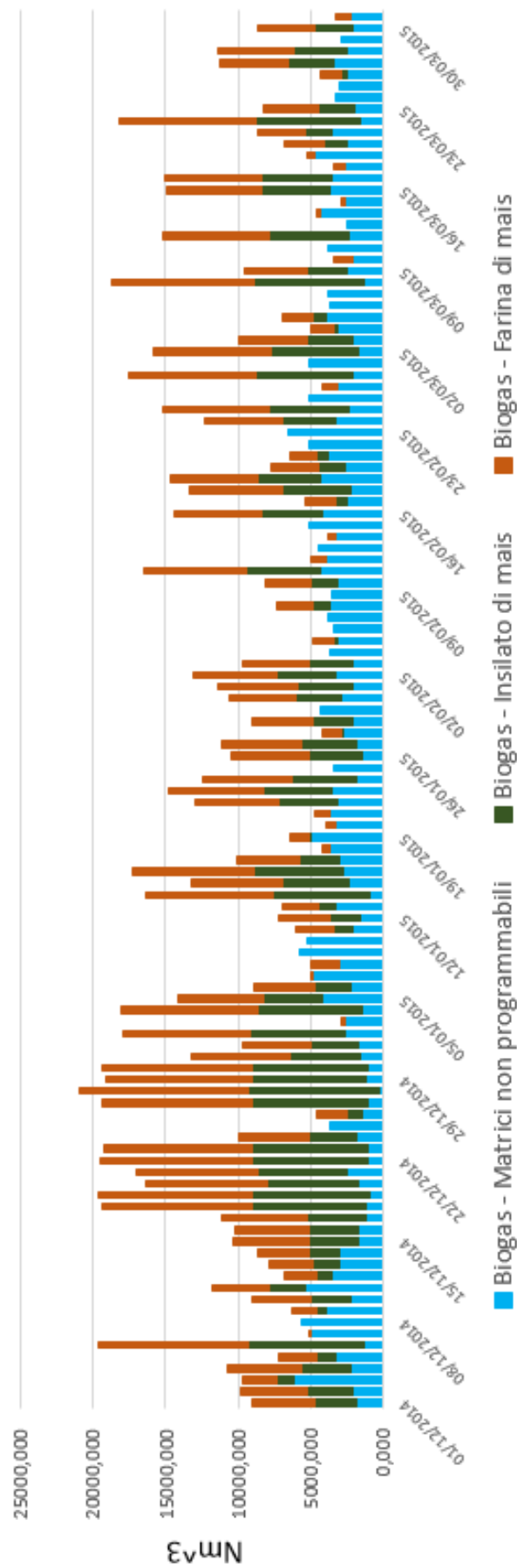


Figura 6.10: Biogas prodotto - HRT ottimale

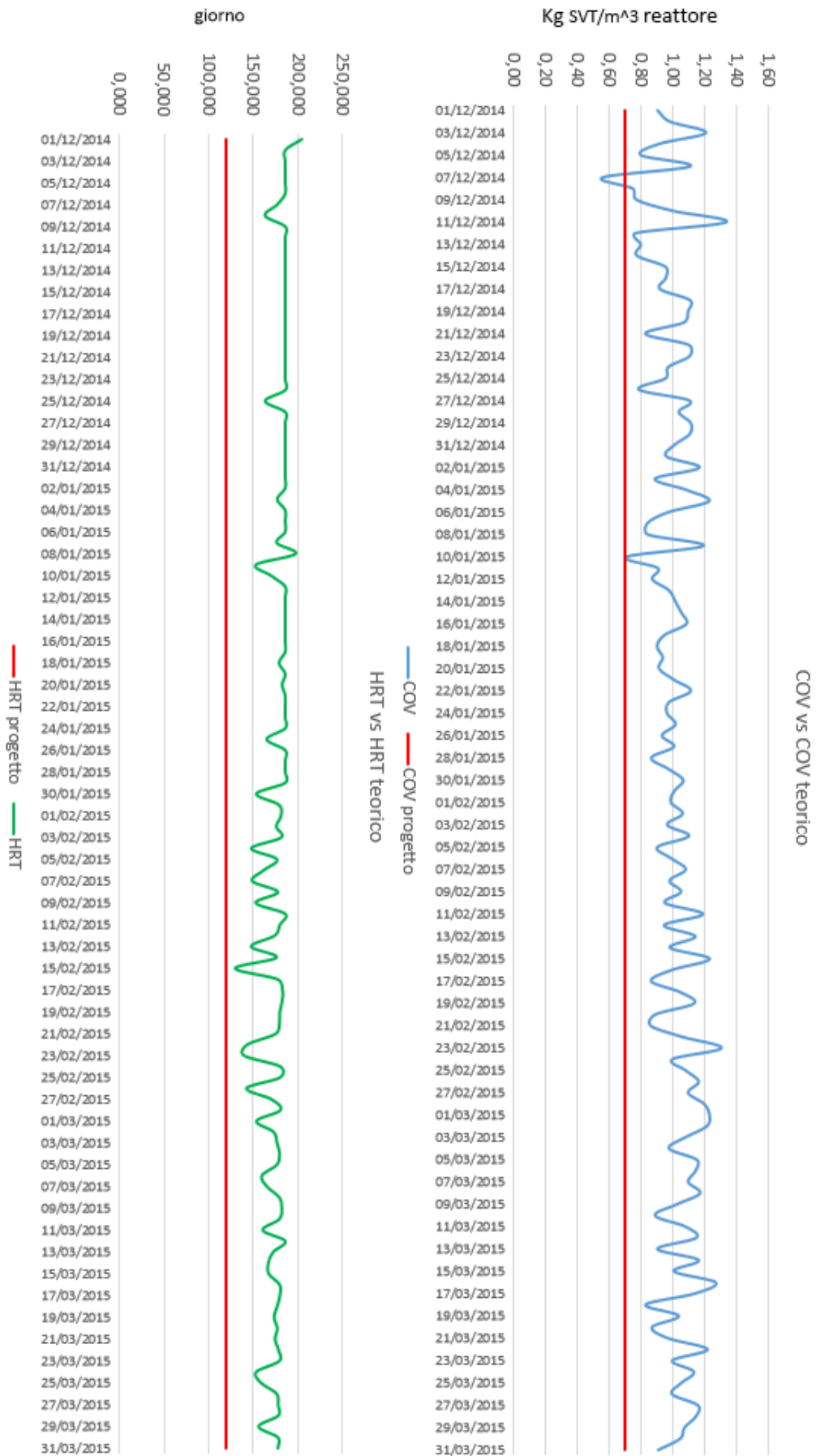


Figura 6.11: Confronto parametri di progetto con parametri analizzati - Ottimo HRT

### Energia prodotta e autoconsumata

La ripartizione di energia autoconsumata è stata ottenuta mediante il modello realizzato. In tabella 6.4 vengono riportati i valori di energia lorda media teorica, ottenuti considerando un'efficienza del sistema di generazione del 99,7% costante per tutte le mensilità.

	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Energia lorda media [kWh]	741.365	741.365	669.620	741.365
Energia autoconsumata [kWh]	43.663	38.133	36.723	37.119
Energia netta [kWh]	697.701	703.232	632.898	704.246

Tabella 6.4: Energia prodotta e autoconsumata - HRT ottimale

### Costo delle matrici

Le matrici in gioco hanno un costo mensile espresso in tabella 6.5. Il costo viene ripartito in funzione alla singola matrice.

Matrice	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Letame	1.934	1.286	2.218	406
Liquame	2.892	4.675	4.665	5.705
Siero	4.925	4.711	4.718	5.416
Insilato di mais	335.171	20.729	14.224	16.119
Farina di mais	60.322	38.692	26.900	30.418
Ortofrutta	-	-	-	-
Scarti unifeed	3.246	7.985	8.376	8.893
TOTALE	108.489	78.078	61.101	66.958

Tabella 6.5: Costo delle matrici - HRT ottimale

### Bilancio economico

L'aspetto principale di questa analisi riguarda l'utile del nostro impianto, dato dalla relazione:

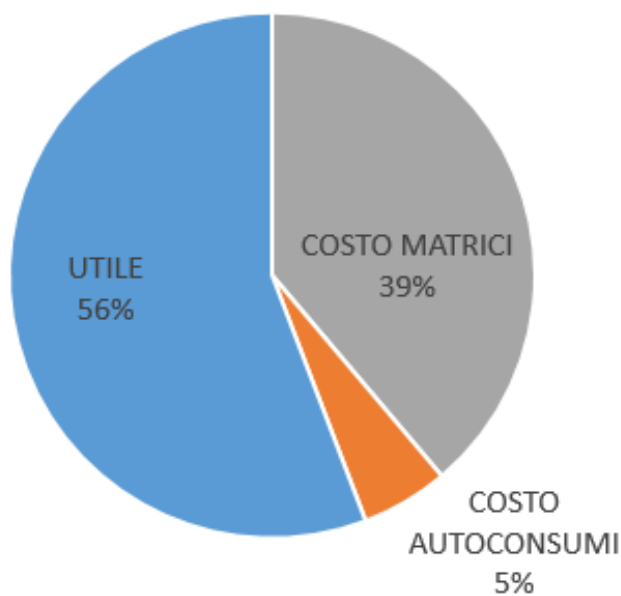
$$Utile = Ricavi - Costi$$

In tabella 6.6 viene rappresentata la suddivisione tra i costi e ricavi dell'impianto.

	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Ricavo EE lorda [ <i>euro</i> ]	207.582	207.582	187.494	207.582
Costo EE autoconsumata [ <i>euro</i> ]	12.226	10.677	10.282	10.393
Costo matrici [ <i>Euro</i> ]	108.489	78.078	61.101	66.958
Utile [ <i>Euro</i> ]	86.866	118.827	116.111	130.231

**Tabella 6.6:** Ripartizione costi e ricavi - HRT ottimale

### Bilancio economico – Ottimo HRT



**Figura 6.12:** Bilancio economico - Ottimo HRT

## 6.3 Ottimizzazione sulla base economica

Osservando l'impianto sotto l'aspetto economico, si nota dal grafico di figura 6.6 che la parte relativa all'acquisto delle matrici da utilizzare risulta la più onerosa. La ricerca della condizione di ottimo avviene sulla base di un compromesso, ottenuto tra il quantitativo di matrice da utilizzare e il prezzo in relazione alla produzione teorica di biogas data dalla matrice stessa.

Richiamando i valori di tabella 4.8 si è definito un indice che esprime la convenienza nell'utilizzare o meno una tipologia di matrice.

Noti prezzo e produzione teorica di biogas per singola matrice, si è realizzata una tabella 6.7 nella quale viene riportato un indice di convenienza (IC) ottenuto mediante la relazione:

$$IC = \frac{\text{Biogas teorico producibile}}{\text{euro matrice}} \quad (6.4)$$

Matrice	Biogas producibile [ $Nm^3/t ST$ ]	Prezzo [euro/t]	IC
Zucche	158,08	-	<i>inf</i>
Letame	118,80	10	11,9
Siero	112,75	20	5,6
Liquame	23,78	5	4,8
Insilato di mais	218,44	60	3,6
Farina di mais	593,40	200	2,9
Scarti unifeed	213,21	80	2,7

**Tabella 6.7:** indici di convenienza

In tabella si nota che il valore dell'indice di convenienza risulta infinito per matrici di produzione propria, non aventi esse valore di mercato. Questa considerazione non è del tutto esatta, in quanto la produzione della matrice è stata ottenuta sostenendo dei costi da parte dell'azienda: in questo caso l'azienda ha considerato nullo il valore delle zucche. Nel momento in cui non si dispone del valore contabile della matrice, essa risulta essere sempre la più conveniente.

Se fosse presente più di una matrice a prezzo nullo, si considera quella avente una produzione di biogas maggiore.

La scelta del quantitativo di matrice da utilizzare si è basata sul valore IC della stessa.

Le matrici in gioco che ci consentono di modificare le condizioni dell'impianto sono le "matrici programmabili".

Le matrici programmabili sono l'insilato di mais e la farina di mais. Per definire il quantitativo da utilizzare, avendo a disposizione solamente due matrici, si è proceduto utilizzando una soluzione di ottimo di due variabili a scelta vincolata.

### Soluzione di ottimo

Per la soluzione di ottimo si sono fatte delle considerazioni partendo dal valore di biogas voluto, calcolato nella situazione attuale.

Il vincolo da soddisfare risulta la differenza tra il valore di biogas prodotto nella situazione attuale meno il biogas prodotto dalle matrici non programmabili - come esempio si è considerato il giorno 26/12/2014.

Consideriamo di volere ottimizzare il tutto sulla base del vincolo dato dalla relazione:

$$Bio P = Bio V - Bio NP$$

Bio P: Biogas prodotto dalle matrici programmabili;

Bio V: Biogas richiesto;

Bio NP: Biogas prodotto dalle matrici non programmabili.

$$Bio P = 9.411,044 - 1.458,765 = 7.952,279 \quad Nm^3/t \quad SVT$$

Per riuscire a suddividere il vincolo, tra i valori di matrici programmabili scelte, sono state introdotte le variabili:

$x_{insilato}$ : valore di Biogas teorico per l'insilato di mais;

$y_{farina}$ : valore di Biogas teorico per la farina di mais.

L'obiettivo da raggiungere è quello di massimizzare l'utilità:

$$\max U(x_{mais}, y_{farina}) = x_{mais} \cdot y_{farina} \quad (6.5)$$

con il vincolo di

$$60 x_{mais} + 200 y_{farina} = 7.952,279$$

Risolviendo il problema con il metodo della *sostituzione diretta*, andando ad esplicitare il vincolo  $y_{farina}$  come funzione di  $x_{mais}$

$$y_{farina} = 40 - 0,3x_{mais}$$

e sostituendo l'espressione ottenuta nella funzione obiettivo, si ottiene la nuova funzione obiettivo:

$$\max U(x_{mais}, y_{mais}) = 40x_{mais} - 0,3x_{mais}^2 \quad (6.6)$$

essendo una funzione ad una variabile indipendente, è possibile ottenere il massimo andando a calcolarne la derivata prima e porla uguale a zero ottenendo così:

$$\frac{dU(x)}{dx} = 40 - 0,6x_{mais} = 0 \quad (6.7)$$

$$40 - 0,6x_{mais} = 0; \quad x_{mais\ opt} = 66,27$$

per calcolare la quantità ottima di  $y_{farina\ opt}$  occorre sostituire la  $x_{mais\ opt}$  nella funzione vincolante, ottenendo il valore di  $y_{farina\ opt} = 19,88$

Di nostro interesse risulta il quantitativo in  $t$  di matrici da inserire.

Se si considera il quantitativo di Biogas teorico che la singola matrice produce:

$$Biogas_{insilato} = 668;$$

$$Biogas_{farina} = 593.$$

e lo si ripartisce secondo i valori di  $x_{mais\ opt}$   $y_{farina\ opt}$  ricavati, si ha come tonnellate di matrici risultanti:

$$t_{insilato} = 28,004\ Nm^3/t\ SVT;$$

$$t_{farina} = 3,093\ Nm^3/t\ SVT.$$

Anche se la soluzione di ottimo assoluto consiste di pesare ogni singola matrice da inserire nel reattore, si è scelto di ottimizzare il tutto solamente su due variabili: essa risulta essere una strategia semplice da gestire da parte dell'operatore, che deve preoccuparsi di controllare solamente la bilancia dei carri miscelatori.

### Tonnellate di matrici

I quantitativi di matrici utilizzate in questa fase sono riportati nel grafico di figura 6.13.

### Carico organico volumetrico

Sulla base dettata dalla condizione ottimale, si ha un andamento del carico organico volumetrico rappresentato in figura 6.14, avente un valore medio di

$$COV_{medio} = 1,11\ kg_{SVT}/m^3\ reattore\ giorno$$

### Tempo di ritenzione

Il tempo di ritenzione è rappresentato dal grafico di figura 6.15. Il valore medio di HRT è di

$$HRT_{medio} = 172\ giorni$$

### Produzione teorica di biogas

Nel grafico 6.16 viene rappresentato l'andamento della produzione di biogas, indicativo della condizione ottimizzata.

$$\dot{Q}_{biogas} = 9.411\ [Nm^3]$$

Se si confronta questo valore con il valore calcolato nella situazione iniziale e pari a:

$$\dot{Q}_{biogas} = 9.411\ Nm^3/t\ SVT$$

si può notare che l'ottimizzazione ha portato ad avere la stessa produzione di biogas. Questo perché il vincolo di ottimo è il biogas prodotto.

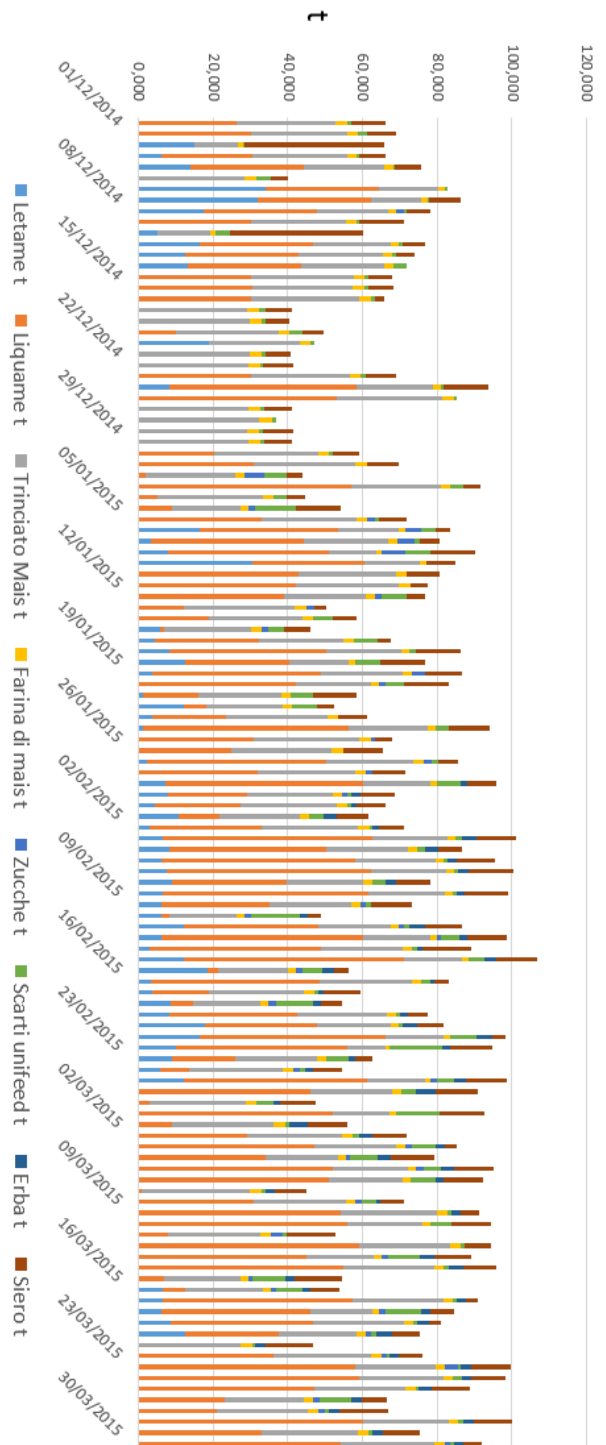


Figura 6.13: Alimentazione - ottimo economico

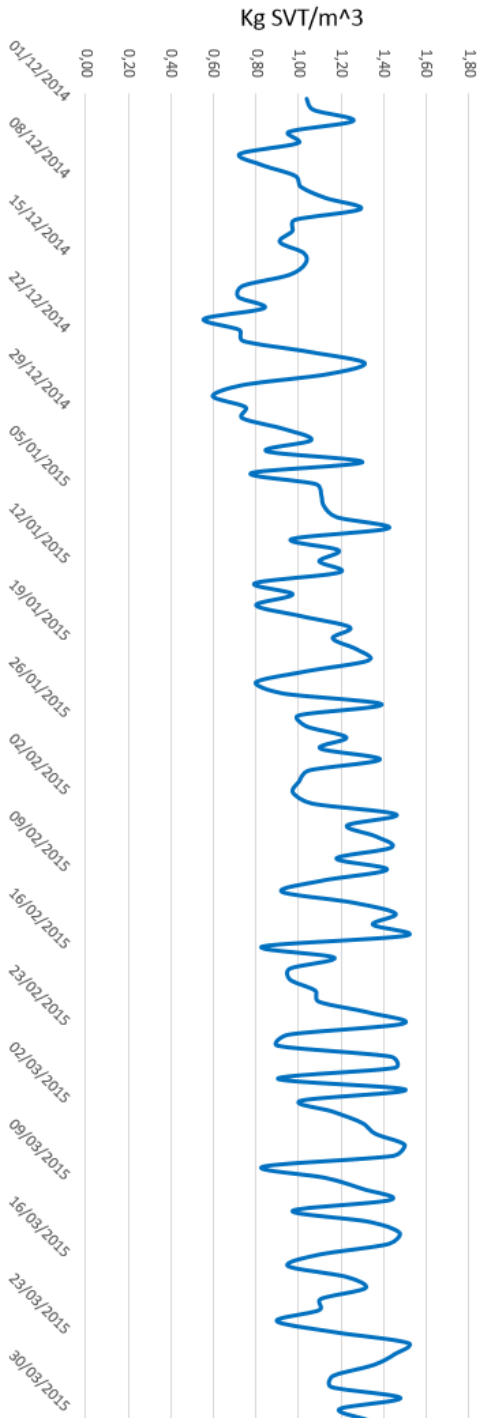


Figura 6.14: COV - ottimo economico

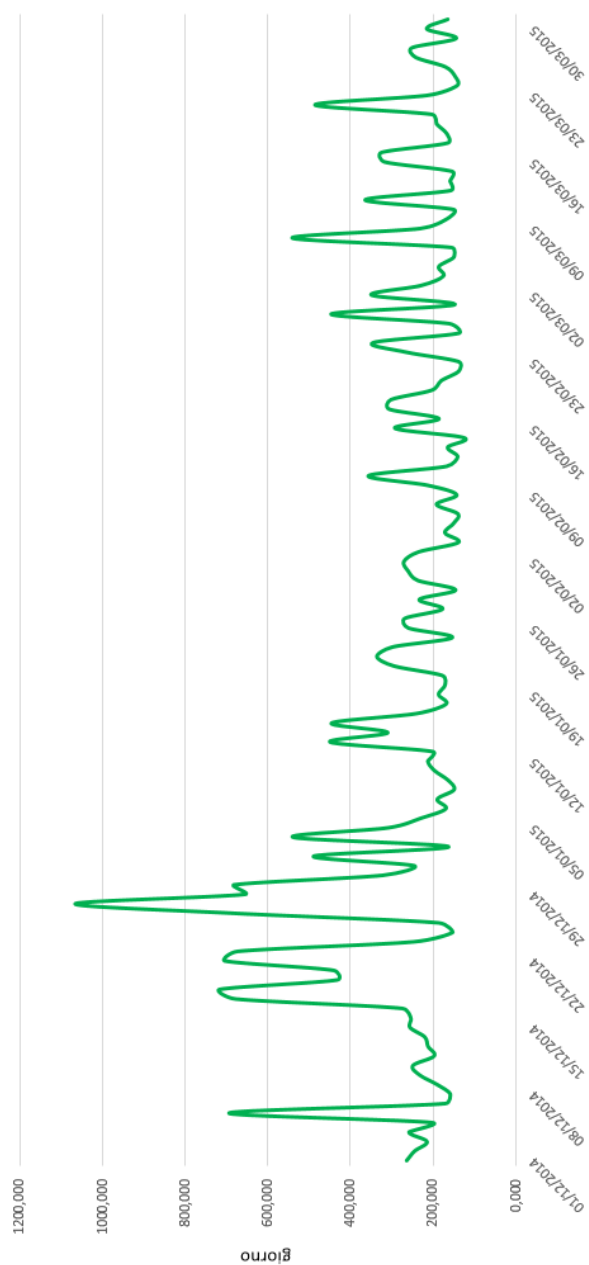


Figura 6.15: HRT - ottimo economico

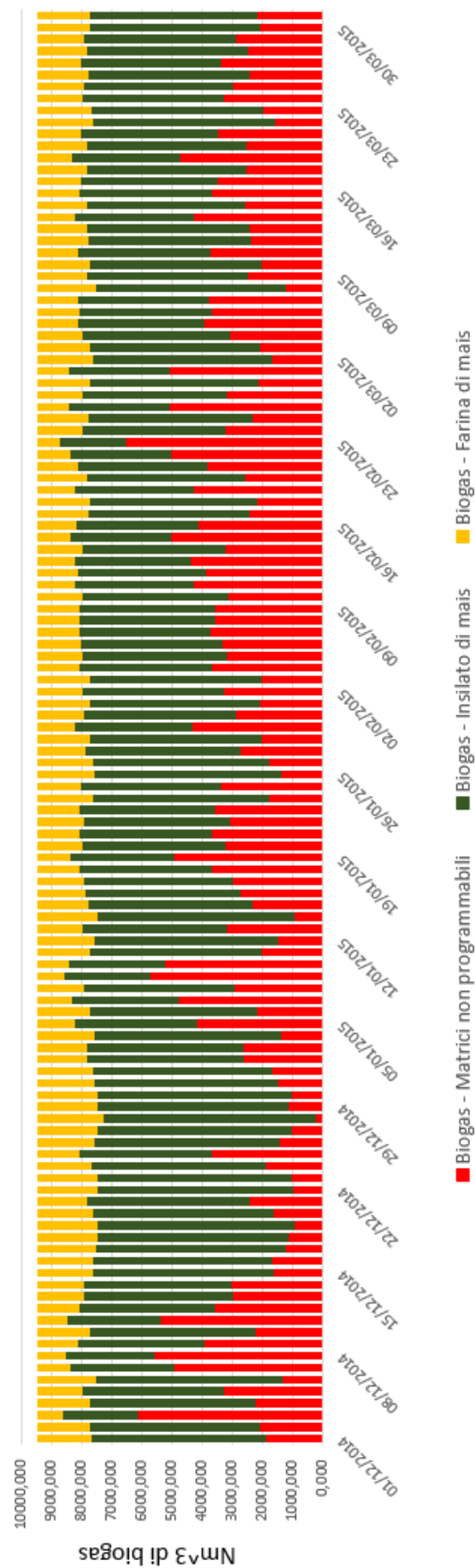


Figura 6.16: Produzione di biogas - ottimo economico

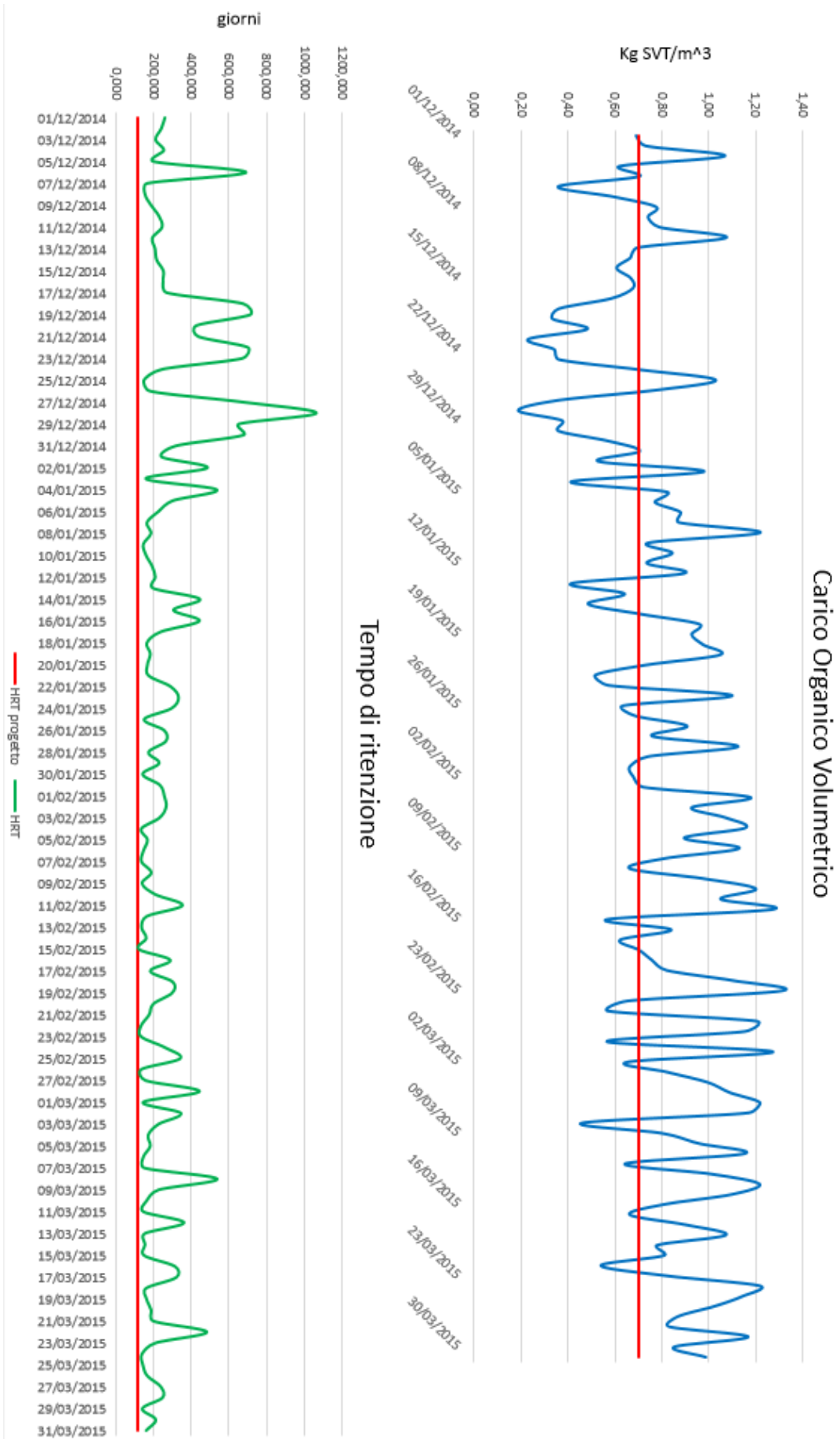


Figura 6.17: Confronto parametri di progetto con parametri analizzati - Ottimo economico

**Energia prodotta e autoconsumata**

La ripartizione dell'energia è riportata in tabella 6.8.

	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Energia lorda media [kWh]	741.365	741.365	669.620	741.365
Energia autoconsumata [kWh]	42.874	43.717	43.676	45.548
Energia netta [kWh]	698.491	697.647	625.946	695.817

**Tabella 6.8:** Energia prodotta e autoconsumata - ottimo economico

**Costo delle matrici**

Costo delle matrici utilizzate durante la fase di ottimizzazione economica.

Matrice	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Letame	1.934	1.286	2.218	406
Liquame	2.892	4.675	4.665	5.705
Siero	4.925	4.711	4.718	5.416
Insilato di mais	46.117	42.225	34.633	42.513
Farina di mais	16.976	15.543	12.749	15.649
Ortofrutta	-	-	-	-
Scarti unifeed	3.246	7.984	8.376	8.893
TOTALE	76.090	76.424	67.358	78.582

**Tabella 6.9:** Costo delle matrici - ottimo economico

**Bilancio economico**

L'utile del nostro impianto, come visto in precedenza, è dato dalla relazione:

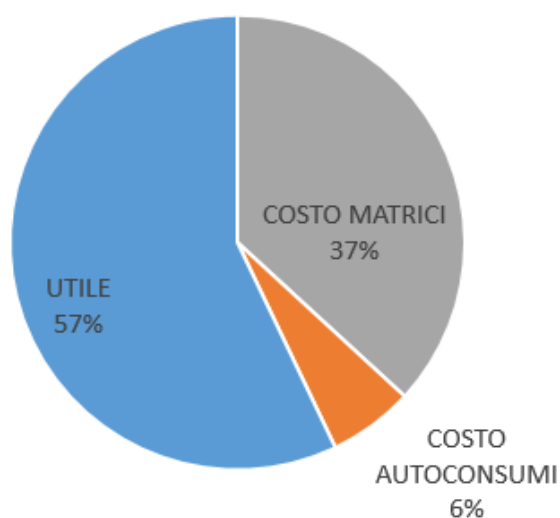
$$Utile = Ricavi - Costi$$

In tabella 6.10 viene rappresentata la suddivisione tra costi e ricavi dell'impianto.

	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Ricavo EE lorda [euro]	207.582	207.582	187.494	207.582
Costo EE autoconsumata [euro]	12.005	12.241	12.229	12.753
Costo matrici [Euro]	76.090	76.424	67.358	78.582
Utile [Euro]	119.487	118.917	107.907	116.246

**Tabella 6.10:** Ripartizione costi e ricavi - ottimo economico

Nel grafico a torta di figura 6.18 è riportato un bilancio economico sulla base delle quattro mensilità esaminate.

**Bilancio economico – Ottimo economico**

**Figura 6.18:** Bilancio economico - ottimo economico

## 6.4 Confronti: situazione attuale e ottimizzata

Durante questa fase si sono confrontate le soluzioni di ottimo studiate, impostando come baseline di riferimento i parametri calcolati nella situazione attuale con l'obiettivo di valutare gli effettivi miglioramenti.

### Biogas prodotto

Considerando come riferimento il biogas teorico medio prodotto dalla situazione attuale, è utile confrontarlo con le soluzioni di ottimo studiate e riportate in tabella 6.11.

Biogas teorico	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Situazione attuale	267.959	307.318	256.544	306.916
Ottimo HRT	380.498	282.168	231.197	239.473
Ottimo economico	291.742	291.742	263.509	291.742

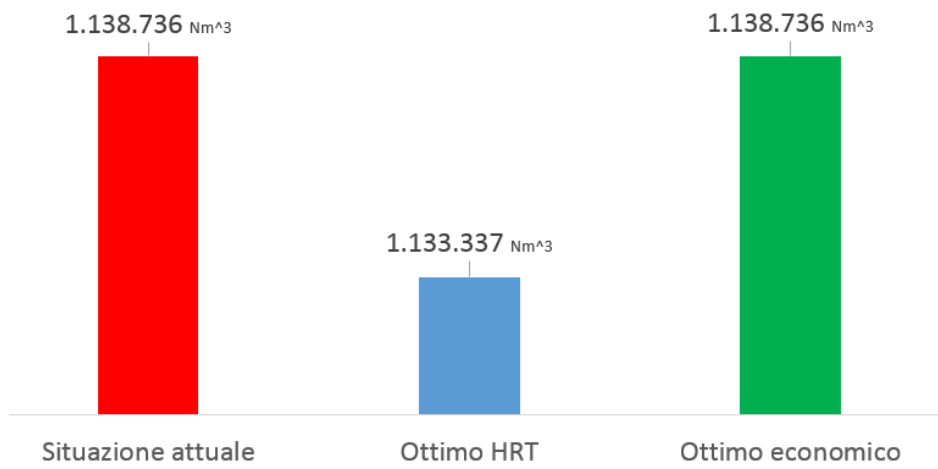
Tabella 6.11: Biogas prodotto - confronto

La situazione attuale ha una produzione di biogas media giornaliera di  $9.411 \text{ Nm}^3$ .

Nella fase di ottimo HRT, volendo mantenere il valore del tempo di ritenzione costante - e di conseguenza la portata di matrici in ingresso al reattore costante - si è cercato un tempo di ritenzione ottimale, che potesse potenzialmente produrre il quantitativo di biogas medio desiderato. La ricerca ha portato ad avere un valore medio giornaliero di HRT di 180 *giorni*, che ha fornito una produzione di biogas media giornaliera inferiore rispetto al valore attuale dello 0,47%. Confrontando i valori della produzione totale mensile di biogas si nota che a differenza del mese di dicembre, dove si ha una produzione maggiore del + 41%, nei mesi di gennaio, febbraio e marzo la produzione oscilla da - 20% a - 8%: questo suggerisce che nell'analisi quadrimestrale di ottimo HRT, il difetto nella produzione di biogas medio giornaliero è accettabile. Analizzando quindi la produzione di biogas mensile, si nota che un andamento di HRT costante non garantisce il quantitativo di biogas voluto, perché in fase di carico del reattore si porta attenzione solamente al quantitativo di tonnellate inserite in termini di tal quale e non di tonnellate di SVT. Se si valuta la produzione quadrimestrale di biogas si nota che, a differenza della situazione attuale dove la produzione è stata di  $1.138.736 \text{ Nm}^3$ , la produzione di ottimo HRT di biogas porterebbe ad un valore di  $1.133.336 \text{ Nm}^3$ , ovvero inferiore dello 0,47%.

Nella situazione di ottimo economico si ottiene un valore costante di produzione di biogas giornaliero uguale al valore attuale, risultato dato dalla scelta di ottimizzazione vincolata alla produzione media giornaliera di biogas attuale. Anche in questo caso la produzione di biogas mensile oscilla tra il - 5% e il + 3% rispetto alla produzione attuale. Se si valuta la produzione di biogas dell'intero quadrimestre, si osserva che l'ottimo economico ha un valore di  $1.138.736 \text{ Nm}^3$  uguale al

valore della situazione attuale.



**Figura 6.19:** Biogas prodotto totale - quadrimestre

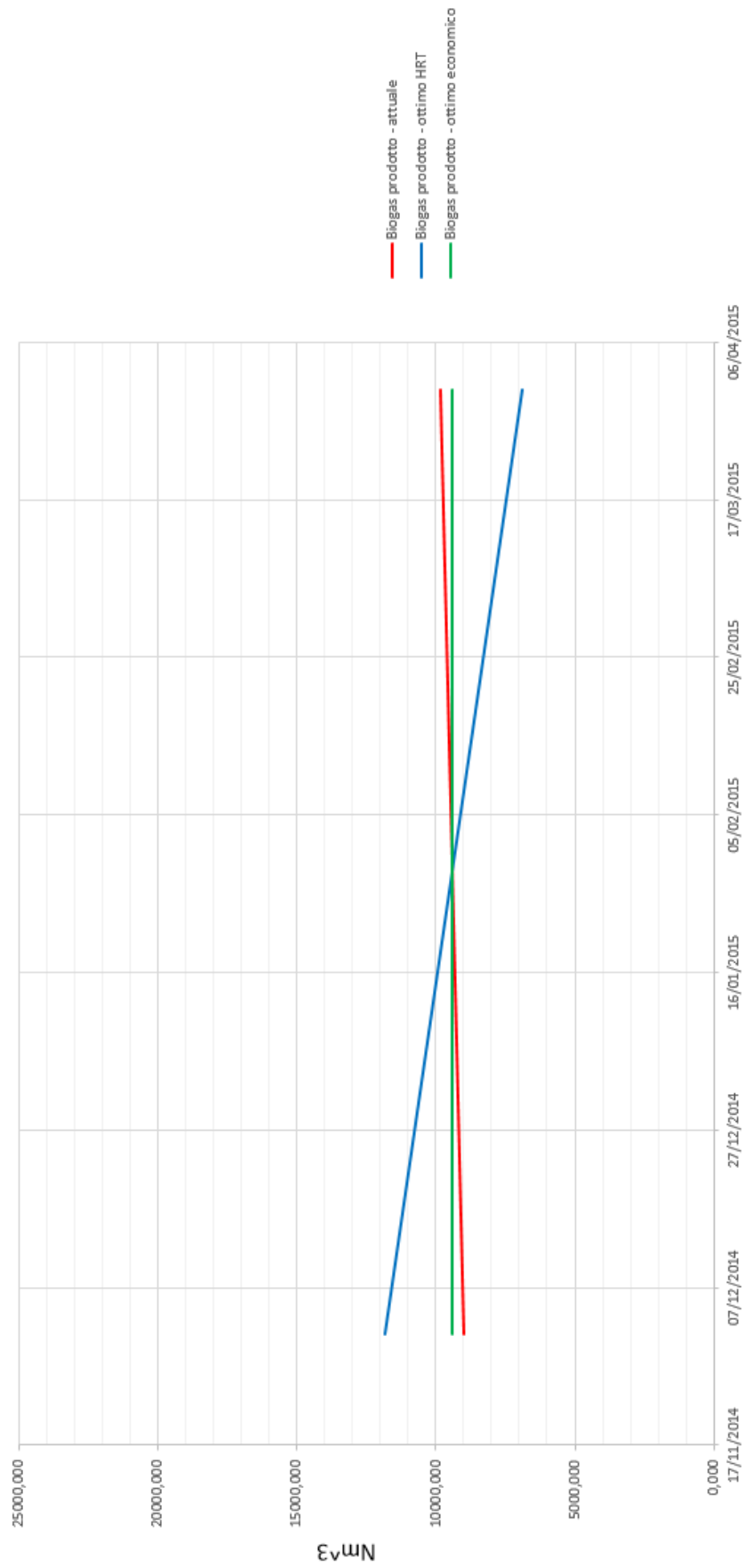


Figura 6.20: Andamento del Biogas teorico prodotto - quadrimestre

### Energia lorda prodotta

Uno dei parametri importanti è riferito alla produzione di energia. La conoscenza della produzione di energia lorda per la situazione attuale si è ottenuta mediante la lettura del contatore di produzione, mentre la produzione di energia lorda per le situazioni ottimizzate è stata calcolata considerando un'efficienza di generazione giornaliera del 99,7% costante per tutti i mesi.

Energia lorda	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Situazione attuale [kWh]	741.365	730.525	670.132	730.525
Ipotesi per ottimo [kWh]	741.365	741.365	669.620	741.365

**Tabella 6.12:** Energia lorda prodotta - confronto

La scelta del rendimento di generazione per le soluzioni di ottimo è stato calcolato sulla base dei rendimenti registrati durante i quattro anni di esercizio dell'impianto.

### Energia autoconsumata

Gli autoconsumi vengono rappresentati in tabella 6.13.

Energia autoconsumata	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Situazione attuale[kWh]	37.579	37.713	35.686	34.467
Ottimo HRT [kWh]	43.663	38.133	36.723	37.119
Ottimo economico [kWh]	42.874	43.717	43.676	45.548

**Tabella 6.13:** Energia autoconsumata - confronto

I valori degli autoconsumi sono stati calcolati secondo il metodo descritto nel paragrafo 6.3.1.

L'esatto consumo di energia non è determinabile con precisione, in quanto la parte di autoconsumo dovuta agli agitatori lenti e veloci è stata determinata in funzione alle tempistiche imposte dal software IES biogas, senza considerare possibili consumi aggiunti dati dalla presenza di schiuma, nonché dalle tempistiche di agitazione imposte manualmente.

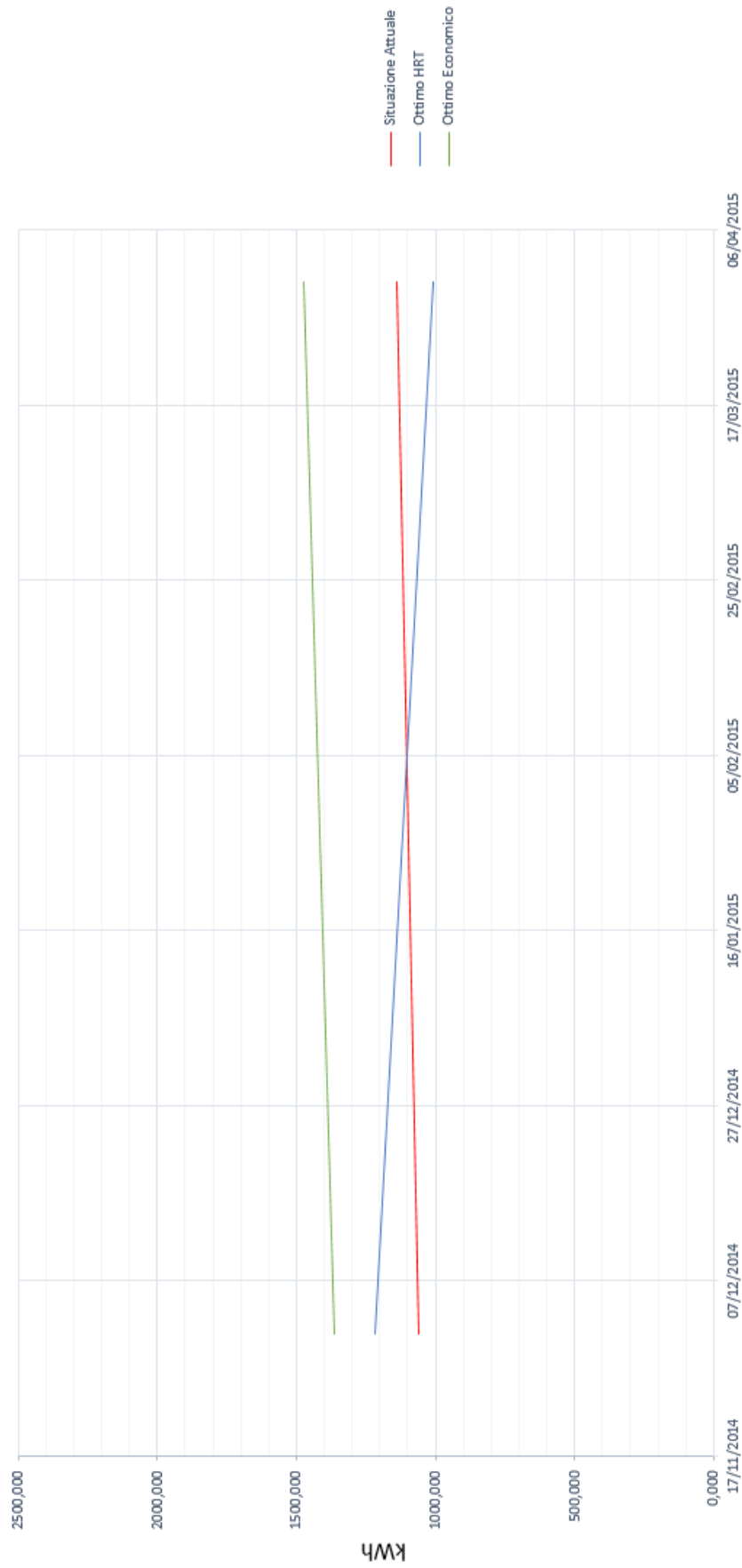


Figura 6.21: Andamento degli autoconsumi - quadrimestre

### Energia netta prodotta

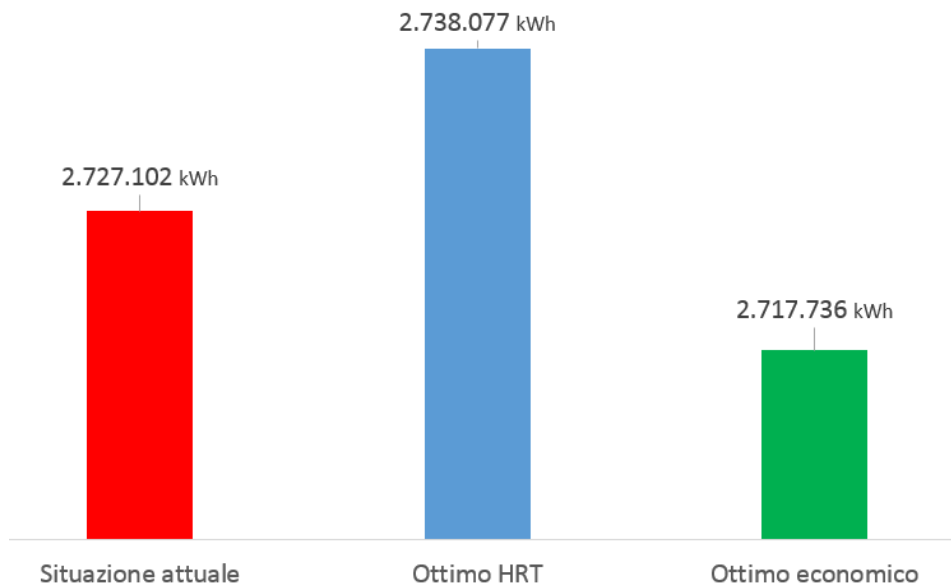
In tabella 6.14 viene rappresentata l'energia netta prodotta nei tre casi analizzati.

Energia netta	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Situazione attuale [kWh]	703.786	692.812	634.446	696.058
Ottimo HRT [kWh]	697.702	703.232	632.897	704.246
Ottimo economico [kWh]	698.491	697.648	625.944	695.817

**Tabella 6.14:** Energia netta - confronto

Dalla tabella 6.14 si può notare come il valore di energia netta prodotta nella condizione di ottimo economico risulta essere spesso inferiore rispetto alla situazione attuale e alla situazione di ottimo HRT: questo perché nella situazione di ottimo economico - vedi tabella 7.13 - i valori riguardanti gli autoconsumi sono aumentati di un 6% rispetto alla situazione attuale. Questo aumento, considerando un consumo quadrimestrale della situazione attuale di 12.116 *euro*, corrisponde ad un consumo maggiore per la situazione di ottimo economico di 1.168 *euro*.

Anche nella situazione di ottimo HRT c'è stato un aumento degli autoconsumi, che ha portato l'impianto a spendere un 1% in più di autoconsumo, pari a 86 *euro*, valore irrilevante considerando i valori di spesa in gioco.



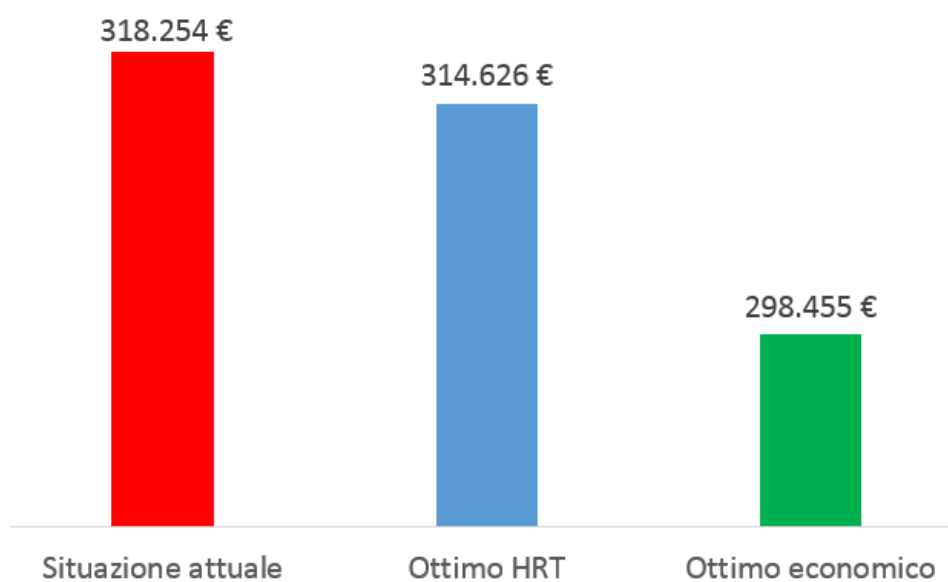
**Figura 6.22:** Energia netta totale - quadrimestre

**Costo matrici adottate**

Il confronto tra matrici utilizzate si basa sul prezzo totale mensile delle ricette inserite nel reattore.

Costo matrici	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Situazione attuale	72.184	87.170	70.687	88.213
Ottimo HRT	108.489	78.078	61.101	66.958
Ottimo economico	76.090	76.424	67.358	78.582

**Tabella 6.15:** Matrici - confronto



**Figura 6.23:** Spesa totale matrici - confronto

### Utili generati

Come visto nel capitolo 6, i ricavi sono generati dalla vendita dell'energia elettrica al gestore della rete ad una tariffa fissa di 0,28 *cent/kWe*. Il tutto è riportato in tabella 6.16.

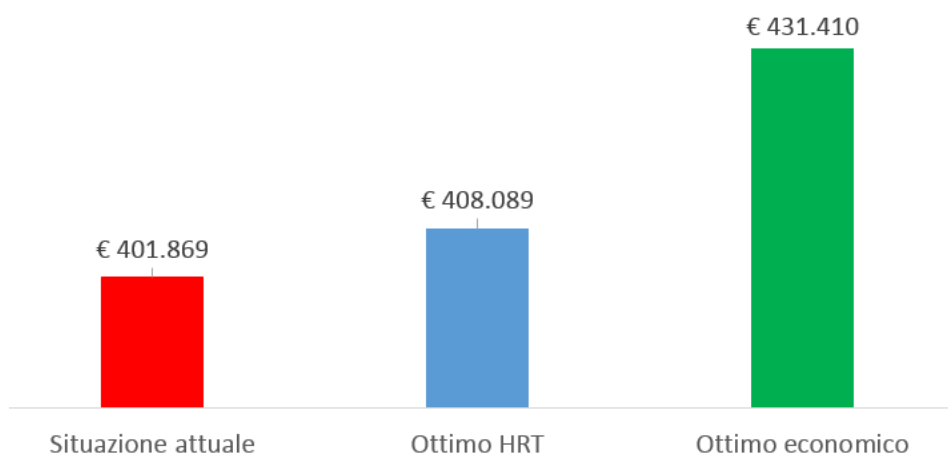
Ricavo	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Situazione attuale [ <i>euro</i> ]	207.582	193.987	177.665	194.896
Situazione ipotizzata [ <i>euro</i> ]	207.582	207.582	187.494	207.582

**Tabella 6.16:** Ricavi - confronto

I valori che vanno a comporre le voci di costo sono l'acquisto delle matrici e l'energia dovuta agli autoconsumi - valori riportati in tabella 6.13 & 6.15 -, che sottratti ai ricavi forniscono gli utili di ogni singola configurazione.

Utili	Dicembre	Gennaio	Febbraio	Marzo
Situazione attuale [ <i>Euro</i> ]	124.876	96.257	96.986	97.032
Ottimo HRT [ <i>Euro</i> ]	86.868	118.827	116.110	129.831
Ottimo economico [ <i>Euro</i> ]	119.487	118.917	107.906	106.168

**Tabella 6.17:** Utili - confronto



**Figura 6.24:** Utili totali - quadrimestre

### Parametro di bontà

Il lato economico, in una situazione di ottimizzazione, è la voce più importante. Per capire se una soluzione è di maggiore interesse rispetto ad un'altra, si è deciso di definire un parametro che pesasse la spesa totale sostenuta in funzione del biogas teorico prodotto dall'impianto, chiamato parametro di bontà (PdB) e definito come:

$$PdB = \frac{\text{Costi totali}}{\text{Biogas prodotto totale}} \quad (6.8)$$

Dalla formulazione del parametro possiamo notare come - considerando una produzione di biogas costante nel tempo - un aumento della spesa data dagli autoconsumi e dall'acquisto delle matrici porti ad avere un valore di PdB maggiore. Contenendo al suo interno gli aspetti economici (spesa per acquisto matrici e energia in autoconsumo) e tecnici (produzione teorica di biogas) questo parametro viene identificato come il parametro tecnico-economico utile a definire la bontà di una scelta di ottimizzazione. I valori elevati di PdB indicano una spesa maggiore in termini di esercizio dell'impianto, mentre i valori bassi attestano una spesa minore.

Riportiamo il calcolo del PdB del periodo analizzato, richiamando la tabella 6.11 - biogas teorico prodotto - e la tabella 6.13 & 6.15 - spesa per matrici e autoconsumi.

Consideriamo la media del biogas prodotto teorico di tutto il periodo analizzato - dal dicembre 2014 al marzo 2015 - e riportata in tabella 6.18

Biogas teorico	$Nm^3$
Situazione attuale	1.138.736
Ottimo HRT	1.133.337
Ottimo economico	1.138.736

**Tabella 6.18:** Biogas prodotto

Una spesa riguardante gli autoconsumi e l'acquisto delle matrici di:

Spesa	Matrici	Autoconsumi
Situazione attuale	318.254	42.370
Ottimo HRT	314.626	42.607
Ottimo economico	298.455	48.047

**Tabella 6.19:** Spesa

Utilizzando i dati riportati in tabella 6.18 - 6.19, otteniamo i seguenti valori del PdB:

PdB	
Situazione attuale	0,318
Ottimo HRT	0,305
Ottimo economico	0,304

**Tabella 6.20:** Parametro di Bontà

Dalla tabella 7.20 si può notare come la soluzione di ottimo economico e di ottimo HRT nella media risultino essere migliori della situazione attuale. Se si analizza l'andamento del PdB durante tutto il periodo considerato - vedi figura 6.25 - si vede come questo non sia lineare ma abbia delle fluttuazioni.

Analizzando il parametro di bontà della situazione di ottimo economico si nota come in data 10/01/2015 si sia toccato il valore più basso di tutto il periodo monitorato. Questo dato, a fronte di una produzione di biogas desiderato di  $9.411 \text{ Nm}^3$ , ci suggerisce la ricetta ottimale da inserire nel reattore - senza considerare l'immissione di matrici solide provenienti da scarti di lavorazione.

Matrice	t
Letame	30,610
Liquame	30,000
Siero	7,692
Insilato di mais	14,769
Farina di mais	1,631
TOTALE	84,702

**Tabella 6.21:** Alimentazione ottimale - ottenuta da PdB

Adottando la ricetta giornaliera riportata in tabella 6.21 si ottiene una spesa giornaliera di 1.822 *euro* e una spesa per l'intero periodo di analisi pari a 220.462 *euro*.

Se la si confronta con il valore di spesa sostenuto dalla situazione di ottimo economico - spesa matrici di ottimo economico: 298.455 *euro* - si ottiene un risparmio di 77.993 *euro*, pari al 26% in meno.

Per quanto riguarda gli assorbimenti dovuti ai componenti elettromeccanici, adottando questa ricetta si ottengono dei valori di energia assorbita di 1.112 *kWh* *giorno*. Se si considera di adottare questa ricetta per tutto il periodo analizzato, si ottiene un valore totale di autoconsumo pari a 134.552 *kWh* con un risparmio del 23% rispetto alla situazione di ottimo economico studiata.

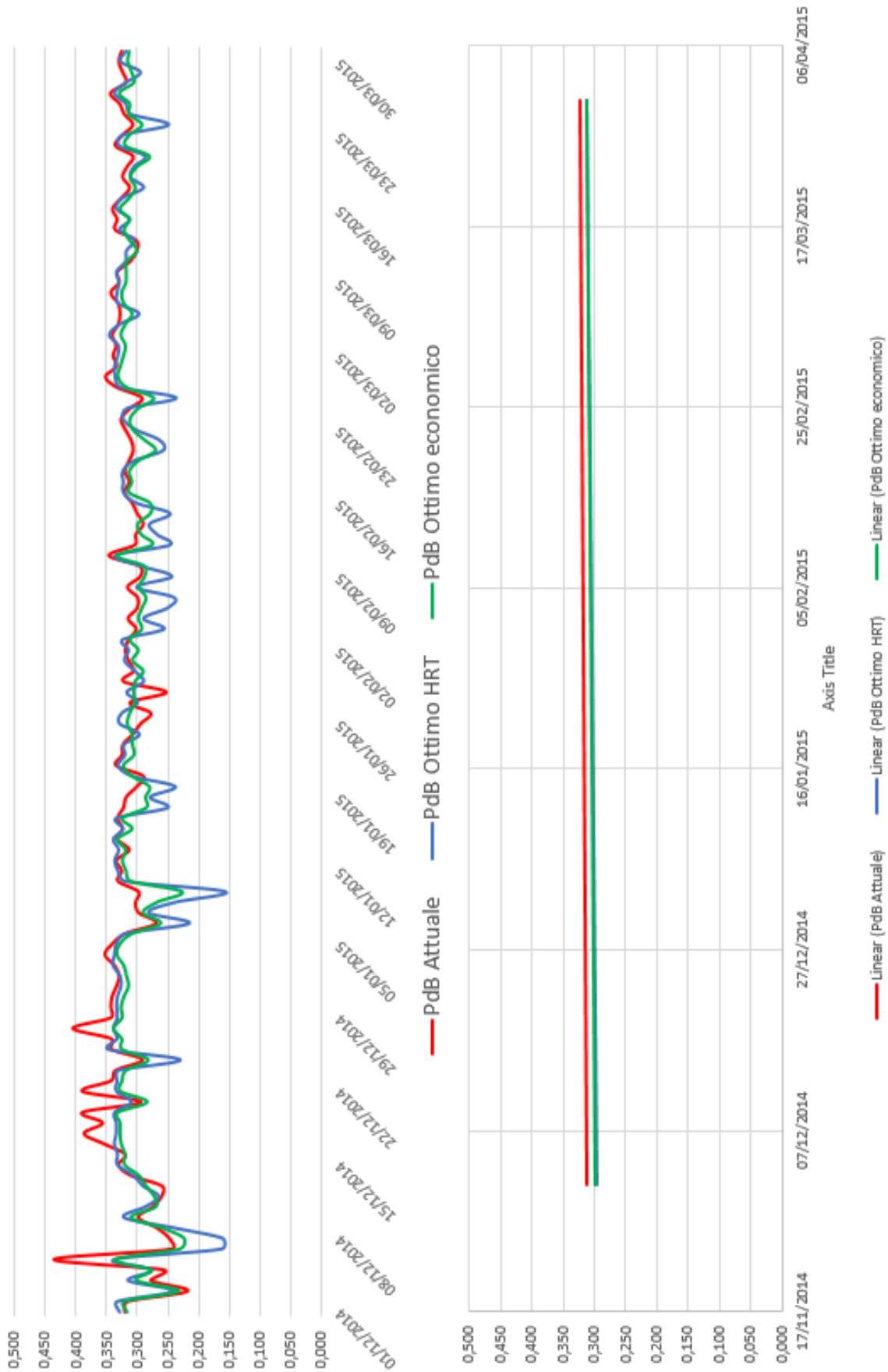


Figura 6.25: Parametro di bontà - confronto



# Conclusioni

La ricerca di soluzioni di ottimizzazione nella gestione degli impianti a biogas ha portato alla luce molti aspetti che, verso un'ottica di incremento del costo delle materie prime o del prezzo dell'energia autoconsumata dai componenti elettromeccanici, potrebbero essere presi come riferimento per miglioramenti gestionali futuri.

Nel *capitolo 1* e nel *capitolo 2* si è definito il significato di biomassa e delle sue caratteristiche, portando l'attenzione alle fasi, ai parametri caratteristici e ai composti generati nel processo di decomposizione della matrice organica, con il quale si ottiene del biogas utile all'impianto.

Il *capitolo 3* vuole essere una linea guida dove si sono approfonditi diversi parametri di valutazione gestionale degli impianti a biogas, che spaziano a seconda della percentuale di sostanza organica contenuta nel reattore, del tempo di ritenzione, della velocità con la quale si produce il biogas e dell'efficienza di rimozione del digestando. La scelta di uno o più parametri, ai fini di valutare il comportamento di un impianto, è arbitraria: nel caso studiato ci si è concentrati nel tempo di ritenzione e nel carico organico volumetrico.

I parametri che servono a valutare il comportamento dell'impianto dal punto di vista biologico - in base alle valutazioni condotte da biologi - riguardano l'andamento del pH confrontato con la presenza di acidi volatili grassi.

La descrizione dell'impianto è riportata nel capitolo 4, dove è presente la catalogazione della componentistica statica, dinamica e la relazione riguardo il criterio di gestione di alimentazione dello stesso. La redazione di questo capitolo è avvenuta grazie ad un periodo di tirocinio, svolto all'interno dell'azienda, e alla collaborazione temporanea nella registrazione dei dati di alimentazione e autoconsumo da parte del gestore.

La fase di analisi, capitolo 5, riporta gli aspetti chimico-fisici e gestionali dell'impianto. Si è definito un volume di controllo all'interno del quale operare, identificando in seguito le variabili dipendenti e indipendenti con le quali compiere l'analisi.

Un attento esame degli aspetti tecnologici e gestionali ha permesso di definire con esattezza il quantitativo di biogas teorico prodotto, il tempo di ritenzione e il carico organico volumetrico dell'intero periodo di valutazione (dal dicembre 2014 al marzo 2015).

È stato possibile eseguire l'analisi riguardante la produzione e gli autoconsumi esatti giornalieri solamente per il mese di dicembre - mese nel quale il gestore

giornalmente misurava gli autoconsumi -, mentre per i mesi successivi è stato reso noto il valore mensile totale. Per la determinazione di produzione e autoconsumo di energia dei mesi di gennaio-febbraio-marzo si è realizzato un modello che stimasse questi valori: il criterio con il quale è stato redatto il modello ha riguardato gli assorbimenti determinati durante la fase di carico delle matrici, dati dai componenti elettromeccanici dedicati all'immissione, e dall'azionamento dei sistemi di miscelazione, programmati dal software dedicato. Gli assorbimenti totali mensili ricavati dal modello, confrontati con gli assorbimenti mensili forniti dal gestore, hanno riscontrato un errore minimo del 0,1% e un errore massimo del 18%. Rimanendo al disotto del 20% si può ritenere che il modello è affidabile. La percentuale di errore è data da molteplici fattori: durante la fase di campionamento il gestore non ha svolto la lettura giornaliera alla stessa ora, il che ha comportato valori non del tutto coerenti; inoltre le tempistiche di azionamento dei sistemi di miscelazione, causate dalla presenza di schiuma interna al reattore, hanno portato ad avere valori di autoconsumo elevati e non determinabili con esattezza.

Un'attenzione all'orario di lettura (orario di lettura giornaliero fissato) e alla segnalazione della presenza di schiuma, potrebbe ridurre ulteriormente lo scarto tra modello e realtà.

Grazie al modello si è riusciti a conoscere la ripartizione degli autoconsumi per ogni singolo componente costituente l'impianto. Gli elementi più energivori sono i seguenti: le frese dei carri miscelatori statici (assorbimento del 36%), il processo di miscelazione (assorbimento del 30%) e la zona esterna (assorbimento del 23%), nella quale sono compresi i consumi dati dai sistemi di miscelazione in presenza di schiuma. Valutando ogni singola voce si è potuti intervenire solamente nelle frese dei carri miscelatori statici, in quanto la zona esterna non era di nostro interesse e le tempistiche di azionamento dei sistemi di agitazione sono stabilite secondo un'attenta analisi biologica.

L'approccio di ottimizzazione del consumo delle frese ha riguardato un'implementazione logica di azionamento delle stesse, eliminando il funzionamento a vuoto e permettendo che queste lavorino solamente quando è necessario. In questo modo si è ottenuto un risparmio del 33% rispetto alla situazione iniziale.

La fase di ottimizzazione, presente al capitolo 6, è suddivisa in due parti. Dopo una prima analisi che ha determinato la conoscenza dei parametri di esercizio (quantitativo di matrici inserite, carico organico volumetrico, tempo di ritenzione, biogas prodotto, autoconsumi e energia prodotta), della situazione attuale, si è deciso di cercare delle soluzioni di ottimo che limitassero i consumi globali, con il vincolo di produrre lo stesso quantitativo di biogas. Si sono suddivise le matrici di alimentazione in non programmabili - matrici per le quali il quantitativo immesso non è regolato secondo una logica definita - e programmabili - matrici manipolabili dal gestore ai fini di variare il comportamento dell'impianto.

La prima parte ha riguardato un'ottimizzazione di tipo tecnico-gestionale, per la quale si è considerato di mantenere costante il tempo di ritenzione (HRT). Questa considerazione non è stata rispettata per tutto il periodo di prova in quanto, in alcune giornate, le matrici non programmabili hanno superato il quantitativo di sostanza tal quale di progetto inserita nell'impianto, andando così a far variare il valore del tempo di ritenzione ottimale imposto da progetto. Il risultato di queste variazioni è stata una produzione media giornaliera di biogas di  $\dot{Q}_{biogas} = 9.366 \text{ Nm}^3 / t \text{ SVT}$ ,

inferiore dello 0,47% rispetto alla situazione attuale (produzione di biogas della situazione attuale  $\dot{Q}_{biogas\ attuale} = 9.411\ Nm^3/t\ SVT$ ). L'ottimizzazione sulla base del tempo di ritenzione, considerando l'intero periodo di prova, ha portato una spesa di acquisto delle matrici di alimentazione di 314.626 euro, una spesa data dagli autoconsumi di 43.570 euro, un ricavo dato dalla vendita dell'energia elettrica prodotta di 810.240 euro. L'utile generato è stato di 452.044 euro. Confrontandolo i risultati ottenuti con i valori iniziali - spesa di acquisto delle matrici di alimentazione 318.254 euro, spesa data dagli autoconsumi 40.725 euro, ricavo dato dalla vendita dell'energia elettrica prodotta 804.313 euro, utile generato 445.344 euro - si nota una diminuzione del 1,14% della spesa per l'acquisto delle matrici, un aumento del 6% nella spesa relativa agli autoconsumi, con un utile complessivo maggiore dell'1,48%.

La seconda parte si è concentrata in un'analisi rivolta all'ottimizzazione di tipo tecnico-economico, imponendo come vincolo di ottimo la produzione di biogas media giornaliera della situazione iniziale. Dal quantitativo di biogas prodotto con le matrici non programmabili si è calcolato il quantitativo di biogas da produrre per singola matrice programmabile, così da soddisfare la richiesta dettata dal vincolo. Il quantitativo di biogas, e di conseguenza le tonnellate da inserire di insilato di mais e farina di mais - intese come matrici programmabili - sono stati ottenuti attraverso un'ottimizzazione di due variabili a scelta vincolata. Il quantitativo di biogas prodotto è stato di  $\dot{Q}_{biogas\ attuale} = 9.411\ Nm^3/t\ SVT$ , pari a quello della situazione iniziale. La spesa per l'approvvigionamento delle matrici è stata di 298.455 euro, valore minore del 6% rispetto alla situazione iniziale, mentre la spesa dovuta agli autoconsumi è stata di 49.228 euro, maggiore del 17% rispetto alla situazione iniziale. Gli utili generati dall'ottimizzazione di tipo tecnico-economico sono stati di 452.478 euro, utile maggiore dell'1,58% rispetto alla situazione iniziale.

Anche se si è incrementato l'utile, l'energia richiesta per gli autoconsumi è aumentata del 6% per la situazione di ottimizzazione tecnico-gestionale e del 17% per la situazione di ottimizzazione tecnico-economica. Questo comporta una riduzione del tempo di vita dei componenti elettromeccanici degli impianti: per capire quanto potrebbe incidere ciò in futuro, sarebbe utile effettuare un'analisi di tipo Life Cycle Cost (LCC).

Per riuscire a identificare quale delle tre soluzioni possa essere la migliore, si è cercato di definire un parametro che mettesse in relazione i parametri tecnici e economici dell'impianto.

Come parametro economico si è fissata la spesa complessiva da sostenere in termini di energia autoconsumata e approvvigionamento di matrici, mentre come parametro tecnico si è scelto il biogas prodotto teorico.

Il rapporto tra il parametro economico e tecnico (formula 6.8), ha definito il parametro di bontà dell'impianto (PdB).

Il parametro di bontà, oltre a definire la soluzione migliore da adottare, ci consente di vedere con quale ricetta l'impianto si è trovato a funzionare nelle condizioni ottimali. Se si considera la ricetta di tabella 6.21 - ottenuta dal PdB più basso di tutto il periodo di analisi -, e la si utilizza per tutto il periodo analizzato si ottiene una

spesa per le matrici di alimentazione pari a 220.462 *euro* e una spesa data dagli autoconsumi di 37.675 *euro*, che permette di ottenere un utile di 552.103 *euro*.

In tabella sono riportati gli utili di tutte le situazioni analizzate.

Situazione	euro	%
Attuale	445.344	-
Ottimo HRT	452.044	+ 1,48
Ottimo economico	452.458	+ 1,58
Pdb	552.103	+ 19,34

**Tabella 6.22:** Utili a confronto

Dalla tabella 6.22 si nota come il parametro di bontà definisca la soluzione ottimale di alimentazione e autoconsumi, da adottare nell'impianto.

# Bibliografia

- [1] F. Reale, R. Stolica, M. Gaeta, M. Ferri, M. Sarnataro, V. Vitale. *Analisi e stima quantitativa della potenzialità di produzione energetica da biomassa digeribile a livello regionale. Studio e sviluppo di un modello per unità energetiche*, Report RSE/2009/RSE185
- [2] Bernard Lagrange, *Il biogas, rifiuti animali e umani come fonte di energia, principi e tecniche di utilizzazione*, Milano, Longanesi&C. , 1979.
- [3] Daniele Cocco, Chiara Palomba, Pierpaolo Puddu. *Tecnologie delle energie rinnovabili*, Padova, Servizi grafici editoriali, 2010
- [4] TIS-Techno Innovation Alto Adige. *Mappatura delle biomasse avviabili a digestione anaerobica in Alto Adige*, Trentino Alto Adige
- [5] J. Pochon, H. De Barjac, *Traité de microbiologie des sols*, Parigi, 1957; E. Padoa, *Biologia generale*, Torino, 1968; S. Nuti, *La fissazione biologica dell'azoto*, Padova, 1978.
- [6] Tkotz, K. *Fachkunde elektrotechnik*, Europa Lehrmittel Verlag: Haan-Gruiten, Germany, 2009.
- [7] R. Pandolfo, S. Masi, S. Ascoli, *Stima delle emissioni di biogas dalle discariche di RSU*.
- [8] Fry, L.J. *Methane Digesters For Fuel Gas and Fertilizer*, California, 1973.
- [9] Dennis A, Burke PE. *Dairy Waste Anaerobic Digestion Handbook*. Environmental Energy Company, 2001.
- [10] Kanokwan B. *Online monitoring and control of the biogas process*. Ph.D. Thesis. May 2006
- [11] Møller HB, Sommer SG, Ahring BK. *Methane productivity of manure, straw and solid fraction of manure*. Biomass and Bioenergy. 2004. 26: 485-495.
- [12] Moeller, Lucie; Görsch, Kati; Müller, Roland A. and Zehnsdorf, Andreas *Formation and suppression of foam in biogas plants - practical experiences*
- [13] [www.carlasementi.it/it/bio-energie-colza/barbabetola-biogas/risultati-pratici-sperimentali-barbabetola-biogas.asp](http://www.carlasementi.it/it/bio-energie-colza/barbabetola-biogas/risultati-pratici-sperimentali-barbabetola-biogas.asp)
- [14] [www.xylemwatersolutions.com/](http://www.xylemwatersolutions.com/)

[15] [www.isprambiente.gov.it](http://www.isprambiente.gov.it)

[16] [www.aida.casaccia.enea.it](http://www.aida.casaccia.enea.it)

[17] [www.hach-lange.it](http://www.hach-lange.it)

[18] [www.terraevita.it/un-buon-monitoraggio-aumenta-la-resa-di-biogas/](http://www.terraevita.it/un-buon-monitoraggio-aumenta-la-resa-di-biogas/)