

REGIONE MARCHE
PROVINCIA DI FERMO
COMUNE DI FERMO

IMPIANTO DI TRATTAMENTO ANAEROBICO DELLA FRAZIONE ORGANICA DEI
RIFIUTI SOLIDI URBANI PER LA PRODUZIONE DI BIOMETANO

CIG: 9880245C18 – CUP: F62F18000070004

PROGETTO ESECUTIVO

NOME ELABORATO	CLASSE
RELAZIONE TECNICA SEZIONE DI DIGESTIONE ANAEROBICA E PRODUZIONE BIOMETANO	4.1
CODIFICA ELABORATO	INGEGNERIA DI PROCESSO RELAZIONI
	N. TAVOLA 4.1.2.
	FORMATO A4
	SCALA /

REV	DATA	DESCRIZIONE	ESEGUITO	VERIFICATO	APPROVATO
01	09/01/2025	RISCONTRO RAPP. VER. INT. REV.2-BIS	L. ARDIZZONE	C. BUTTICE'	R. MARTELLO
00	26/09/2024	PRIMA EMISSIONE	L. ARDIZZONE	C. BUTTICE'	R. MARTELLO

Committente	Progettista indicato	Mandataria
 <p>CITTA' DI FERMO Settore IV e V Lavori Pubblici, Protezione Civile, Ambiente, Urbanistica, Patrimonio, Contratti e Appalti Via Mazzini 4 63900 – Fermo (FM) DOTT. Mauro Fortuna RUP</p>	 <p>Via Resuttana 360 90142 -PALERMO</p> <p>OWAC Engineering Company S.R.L. ING. Rocco Martello Direttore Tecnico</p> <p>UNI EN ISO 9001:2015 N. 30233/14/S UNI EN ISO 45001:2018 N. OHS-4849 UNI EN ISO 14001:2015 N. EMS-9477/S UNI/PDR 74 :2019 N. SGBIM-01/23 UNI/PDR 74:2019 N. 21042BIM</p>	 <p>Via del Cardoncello 22 70022 – Altamura (BA)</p> <p>EDILALTA S.R.L. DOTT. Angelantonio Disabato Socio</p> <p>Mandante</p>  <p>Via Bassa di Casalmoro 3 46041 – Asola (MN)</p> <p>ANAERGIA S.R.L. DOTT. Andrea Parisi Institore</p>



Città di Fermo

Settore IV e V

Lavori Pubblici, Protezione Civile, Ambiente, Urbanistica, Patrimonio, Contratti e Appalti

PROGETTAZIONE ESECUTIVA “IMPIANTO DI TRATTAMENTO ANAEROBICO DELLA FRAZIONE ORGANICA DEI RIFIUTI SOLIDI URBANI PER LA PRODUZIONE DI BIOMETANO”

REV	ESEGUITO	DATA	VERIFICATO	DATA	APPROVATO	DATA
01	L. ARDIZZONE	09/01/2025	C. BUTTICE'	09/01/2025	R. MARTELLO	09/01/2025
00	L. ARDIZZONE	26/09/2024	C. BUTTICE'	26/09/2024	R. MARTELLO	26/09/2024

MANDATORIA

MANDANTE

PROGETTISTA INDICATO

EdilAlta

 Anaergia
Fueling a Sustainable World™

OWAC
ENGINEERING COMPANY

RELAZIONE TECNICA SEZIONE DI DIGESTIONE ANAEROBICA E PRODUZIONE BIOMETANO

REV. 01 Pag. 2 di 44



Sommario

1. PREMESSA	5
1.1. DOCUMENTI CORRELATI	5
1.2. OBIETTIVI PROGETTUALI	5
2. DESCRIZIONE DEL PROCESSO	6
3. SEZIONE DI DIGESTIONE ANAEROBICA	7
3.1. BASE DI PROGETTAZIONE DEL PROCESSO	7
3.1.1. <i>Ingresso e uscite dalla sezione di digestione anaerobica</i>	7
3.1.2. <i>Tempo e operatività della sezione AD</i>	8
3.2. PRETRATTAMENTO	9
3.2.1. <i>Aprisacchi</i>	9
3.2.2. <i>Magnete a sospensione</i>	10
3.2.3. <i>Separatore sovvalli (Paddle-mill)</i>	11
3.2.4. <i>Separatore a martelli verticale</i>	12
3.2.5. <i>Dissabbiatore longitudinale</i>	13
3.3. DIGESTIONE ANAEROBICA	14
3.3.1. <i>Vasche di idrolisi</i>	14
3.3.2. <i>Sistema di digestione anaerobica</i>	16
3.3.3. <i>Produzione di biogas</i>	18
3.3.4. <i>Miscelazione</i>	19
3.4. POST-TRATTAMENTO DEL DIGESTATO	20
3.4.1. <i>Pressa a vite</i>	20
3.4.2. <i>Disidratatore a coclea</i>	21
3.4.3. <i>Polipreparatore</i>	22
3.5. SISTEMA DI RISCALDAMENTO	23
4. SEZIONE DI PRODUZIONE BIOMETANO	26
4.1. DATI DI PROCESSO	27
4.2. PRETRATTAMENTI DEL BIOGAS GREZZO	28
4.2.1. <i>Torre scrubber per la rimozione di H₂S</i>	28
4.2.2. <i>Sistema di essiccazione e filtrazione del biogas</i>	31
4.3. SEZIONE DI UPGRADING DEL BIOGAS A BIOMETANO	32
4.3.1. <i>Compressione del biogas</i>	32
4.3.2. <i>Sezione di up-grading a membrane</i>	34
4.3.3. <i>Compressore booster del biometano ad alta pressione</i>	36
4.3.4. <i>Sezione di analisi e misura biometano</i>	38



4.3.5. *Campionamento intermedio* 42



1. PREMESSA

1.1. DOCUMENTI CORRELATI

La descrizione del processo nella presente relazione è supportata dai documenti di progetto elencati di seguito:

- Relazione tecnica di processo;
- Bilancio di massa;
- Schemi funzionali e P&ID del processo.

1.2. OBIETTIVI PROGETTUALI

Lo scopo dell'impianto è quello di valorizzare la frazione organica dei rifiuti e ripulirla dalla maggior parte dei contaminanti fisici come inerti/sabbie, plastiche, materiali ferrosi, ecc. che possono rivelarsi problematici non solo per la produzione di bioenergia ma anche per l'utilizzo benefico finale del digestato.

Gli obiettivi primari della progettazione del processo sono:

- Ricezione FORSU presso il capannone e la fossa di stoccaggio;
- Riduzione della pezzatura iniziale e spremitura in purea organica e sovvalli plastici di scarto;
- Separazione di materiali ferrosi;
- Spremitura dei sovvalli per recupero della sostanza organica di trascinamento e miglioramento delle caratteristiche della plastica di scarto;
- Separazione delle sabbie e degli inerti;
- Trattamento di materiale organico tramite processo di digestione anaerobica (AD);
- Trattamento del digestato e separazione in digestato solido che viene mandato a compostaggio e digestato liquido (filtrato) che subisce un ulteriore raffinazione nell'impianto di trattamento acque (WWTP);
- Trattamento e upgrading del biogas da AD tramite deumidificazione, desolforazione e separazione a membrana in biometano per il caricamento in carri bombolai per l'immissione del gas nella rete dei trasporti (sarà



possibile anche in futuro sviluppare una sezione per il recupero e la compressione dell'anidride carbonica di scarto del processo di upgrading).

2. DESCRIZIONE DEL PROCESSO

La FORSU (Frazione Organica Rifiuto Solido Urbano) viene inizialmente scaricata in un'apposita fossa di ricezione e poi caricata in un aprisacchi mediante carroponte. L'aprisacchi, tramite nastro trasportatore sul quale è installato un deferrizzatore (per l'eventuale separazione di metalli ferrosi presenti come impurità nel rifiuto organico) alimenta una tramoggia di carico che, attraverso una coclea alimenta il sistema di biospremitura (costituito, come descritto nel seguito, da un primo macchinario denominato paddle-mill e da un secondo macchinario costituito da un mulino verticale a martelli), che permette di separare la frazione organica (purea) dai contaminanti (plastica, ferro, vetro, alluminio, ecc.). Prima di alimentare la frazione organica ripulita ai digestori anaerobici, è previsto inoltre un trattamento di separazione inerti/sabbie.

Tutto il processo di pretrattamento per la raffinazione della FORSU in ingresso, pertanto, si sviluppa tramite le seguenti macchine:

- Aprisacchi;
- Magnete;
- Paddle-mill;
- Trituratore verticale a martelli;
- Dissabbiatore.

Queste macchine, descritte in dettaglio di seguito, rimuovono selettivamente plastica, vetro, ferro, inerti, sabbia dai rifiuti organici.

Dopo essere stata pulita, la frazione organica viene pompata nelle pre-vasche di idrolisi che vengono utilizzate come stoccaggio per l'alimentazione continua 24h/7d alla sezione di digestione anaerobica. La polpa organica viene quindi inviata al sistema di digestione anaerobica, costituito da n. 2 vasche (digestore primario e digestore secondario), dimensionate tenendo conto della quantità di biomassa alimentata e del tempo di degradazione necessario. Il processo di digestione anaerobica mesofila avviene in assenza di ossigeno e a temperature superiori a 40°C per mezzo di batteri presenti in natura: questi batteri scompongono la materia organica in sostanze più



semplici portando alla formazione di biogas, un gas composto principalmente da metano e anidride carbonica. Grazie al sistema di riscaldamento, la temperatura viene mantenuta in un range corretto e un sistema di miscelazione ad alta efficienza composto da vari agitatori garantisce una temperatura costante all'interno delle vasche e l'omogeneizzazione del substrato solido e liquido, favorendo il rilascio del biogas dal digestato ed evitando la formazione di croste e strati galleggianti.

I substrati che hanno raggiunto la fine del processo di digestione anaerobica vengono inviati a un sistema di separazione del digestato. Il digestato verrà fatto passare attraverso una pressa a vite (FSP) per rimuovere eventuali microplastiche e fibre ancora presenti nel digestato e, successivamente, attraverso un separatore a coclea solido-liquido, disidratatore (SSD) che separa il digestato in una fase solida (avviata a compostaggio) e in una liquida (recuperata nei pretrattamenti o inviata al WWTP).

Il biogas prodotto dal processo di digestione anaerobica sarà stoccati in due cupole gasometriche a doppia membrana posizionate sul digestore primario e secondario prima di essere pretrattato e inviato all'impianto di upgrading per la produzione di biometano. Il gasometro consente lo stoccaggio del gas ed è vantaggioso in caso di manutenzione di qualsiasi componente della linea di biogas a valle.

3. SEZIONE DI DIGESTIONE ANAEROBICA

3.1. BASE DI PROGETTAZIONE DEL PROCESSO

3.1.1. Ingresso e uscite dalla sezione di digestione anaerobica

Gli input e gli output del processo basati sulla progettazione dell'impianto sono riportati nella tabella seguente:

Tabella 1 - Input e output alla base dei dimensionamenti dell'impianto AD (basati su 365 giorni/anno)

Descrizione	U.M.	Valore
FORSU in ingresso	t/anno	35.000
Biogas prodotto a SECCO	Nm ³ /h	574
Produzione di filtrato a WWTP *	t/d	100



Figura 1 – Composizione della FORSU in ingresso

Definizione di rifiuti					d/a	h/d	Ingresso:	FORSU in ingresso	
					313	12	t/a	35.000	
	Composizione	FM [t/a]	FM [t/gg]	FM [t/h]	ST [%]	ST [t/a]	SV/ST [%]	SV [t/a]	Frazione SV [%]
ORG: Rifiuti alimentari	80,0%	28.000	89	7,5	25,0%	7.000	95,0%	6.650	82,1%
ORG: rifiuti verdi	1,0%	350	1	0,1	40,0%	140	80,0%	112	1,4%
ORG: sottovaglio	4,0%	1.400	4	0,4	30,0%	420	80,0%	336	4,1%
CARTA	1,6%	560	2	0,1	85,0%	476	75,0%	357	4,4%
TetraPak	3,2%	1.120	4	0,3	60,0%	672	75,0%	504	6,2%
FILM PLASTICI	4,0%	1.400	4	0,4	65,0%	910	0,0%	0	0,0%
PLASTICA RIGIDA	2,0%	700	2	0,2	60,0%	420	0,0%	0	0,0%
VETRO	0,4%	140	0	0,0	80,0%	112	0,0%	0	0,0%
INERTE FINE	0,1%	35	0	0,0	45,0%	16	50,0%	8	0,1%
TESSILE	3,2%	1.120	4	0,3	60,0%	672	20,0%	134	1,7%
METALLI FERROSI	0,4%	140	0	0,0	97,0%	136	0,0%	0	0,0%
Altro	0,1%	35	0	0,0	75,0%	26	0,0%	0	0,0%
Totali rifiuti INPUT	100,00%	35.000	112	9,3	31,4%	11.000	73,6%	8.101	100,0%

La quantità di contaminanti massima accettabile nei rifiuti in ingresso è $\leq 15\%$. La materia prima in ingresso deve essere sufficientemente biodegradabile e non deve essere in avanzato stato di putrefazione per garantire una produzione efficiente di biogas. La temperatura della FORSU in ingresso non deve essere inferiore a 10 °C.

3.1.2. Tempo e operatività della sezione AD

Il sistema di digestione anaerobica può essere suddiviso nelle seguenti sezioni:

- **Pretrattamento:** il materiale in ingresso all'impianto viene trattato per renderlo omogeneo ed idoneo ad essere digerito;
- **Digestione Anaerobica:** sezione principale dell'impianto dove la materia organica viene trasformata in biogas;
- **Sezione di disidratazione:** disidratazione del digestato e trattamento del filtrato di disidratazione.

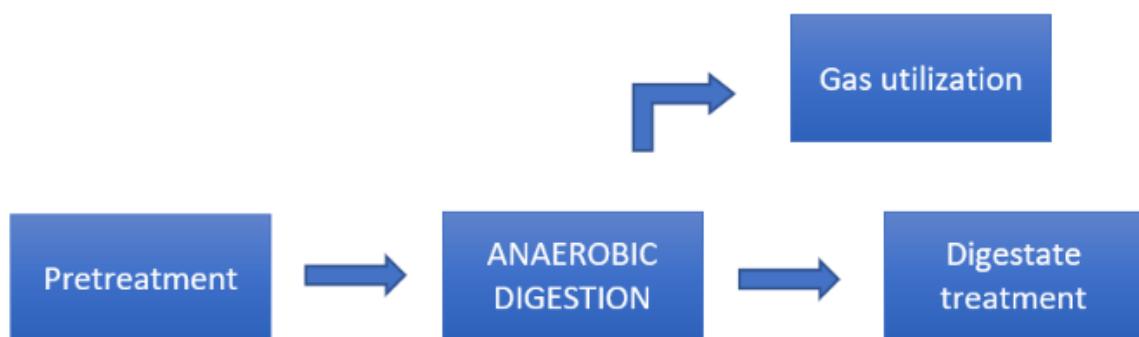


Figura 2 – Schema del flusso del processo di trattamento della FORSU



La **sezione di pretrattamento** dell'impianto, con le relative apparecchiature, funzionerà nei seguenti orari operativi:

- 12 ore al giorno
 - 6 giorni a settimana
 - 52 settimane all'anno
 - 313 giorni all'anno

L'impianto **di digestione anaerobica**, con le relative apparecchiature, funzionerà nei seguenti orari operativi:

- 24 ore al giorno
 - 7 giorni a settimana
 - 52 settimane all'anno
 - 365 giorni all'anno

La **sezione di disidratazione** dell'impianto, con le relative attrezzature, funzionerà nei seguenti orari operativi:

- 14 ore al giorno
 - 6 giorni a settimana
 - 52 settimane all'anno
 - 313 giorni all'anno

Nei paragrafi seguenti verranno descritti i diversi elementi dell'impianto e le lavorazioni a cui è sottoposta la FORSU.

3.2. PRETRATTAMENTO

3.2.1. Aprisacchi

Le caratteristiche funzionali e dimensionali dell'aprisacchi sono riportate nella seguente tabella:



Tabella 2 – Caratteristiche dell'aprissacchi

Parametro	Descrizione
N° di unità	1
Funzione	Consentire l'introduzione dei rifiuti solidi nella linea di lavorazione, l'apertura dei sacchi, la riduzione della pezzatura della FORSU in ingresso in caso di parti di grandi dimensioni, la protezione per rimuovere i rifiuti non lavorabili che causerebbero danni alle apparecchiature a valle
Processi	Il materiale viene prelevato dalla fossa di stoccaggio tramite la benna del carroponte e viene scaricato tutto in una volta nella tramoggia dell'aprisacchi.
Temperatura di esercizio	Ambiente
Caratteristiche	Tramoggia di ricezione di 10 m ³
Meccanismo di scarico	Scarico continuo su nastro trasportatore
Capacità in ingresso	Fino a 15 t/h
Potenza installata	77 kW

3.2.2. Magnete a sospensione

Tabella 3 – Caratteristiche del magnete

Parametro	Descrizione
N° di unità	1
Funzione	Consentire la rimozione dei metalli ferrosi.
Processi	Il materiale ferroso che transita lungo il nastro trasportatore viene rimosso dal magnete.
Temperatura di esercizio	Ambiente
Meccanismo di scarico	Scarico continuo in un container
Capacità linea FORSU	Fino a 15 t/h
Potenza installata	2,2 kW

Tabella 4 – Bilancio di massa e caratteristiche medie del materiale estratto dal magnete a sospensione

	Ferrous Metals										
	Separation [%]	Separation [%]	FM [%]	FM [t/y]	FM [t/d]	FM [t/h]	TS [%]	TS [t/y]	VS [%]	VS [t/y]	VS Fraction [%]
ORGANICS: Food Waste	0.2%	0.2%	25.6%	52	0.2	0.0	26.6%	14	95.0%	13	70.6%
ORGANICS: Green Waste	0.1%	0.1%	0.2%	0	0.0	0.0	42.3%	0	80.0%	0	0.6%
ORGANICS: Fines	0.1%	0.1%	0.6%	1	0.0	0.0	31.8%	0	80.0%	0	1.8%
PAPER	0.5%	0.5%	1.4%	3	0.0	0.0	86.2%	2	75.0%	2	9.6%
TetraPak	0.5%	0.5%	2.7%	5	0.0	0.0	62.2%	3	75.0%	3	13.6%
PLASTIC FILM	0.5%	0.5%	3.3%	7	0.0	0.0	67.1%	5	0.0%	0	0.0%
RIGID PLASTIC	0.5%	0.5%	1.7%	3	0.0	0.0	62.2%	2	0.0%	0	0.0%
GLASS	0.0%	0.0%	0.0%	0	0.0	0.0	81.5%	0	0.0%	0	0.0%
INERT: FINE	0.5%	0.5%	0.1%	0	0.0	0.0	47.3%	0	50.0%	0	0.2%
TEXTILE	0.5%	0.5%	2.7%	5	0.0	0.0	62.2%	3	20.0%	1	3.6%
FERROUS METAL	90.0%	90.0%	61.8%	126	0.4	0.0	97.3%	122	0.0%	0	0.0%
OTHER	0.2%	0.2%	0.0%	0	0.0	0.0	76.4%	0	0.0%	0	0.0%
Total			100.00%	203	1	0.1	75.0%	152	12.2%	19	100.00%



3.2.3. Separatore sovvalli (Paddle-mill)

La Biospremitrice è installata al fine di separare la matrice organica da imballaggi plastici ed altre impurità; in uscita si ottiene una purea organica depurata da tutti i contaminanti plastici che potrebbero pregiudicare l'efficacia dei trattamenti successivi.

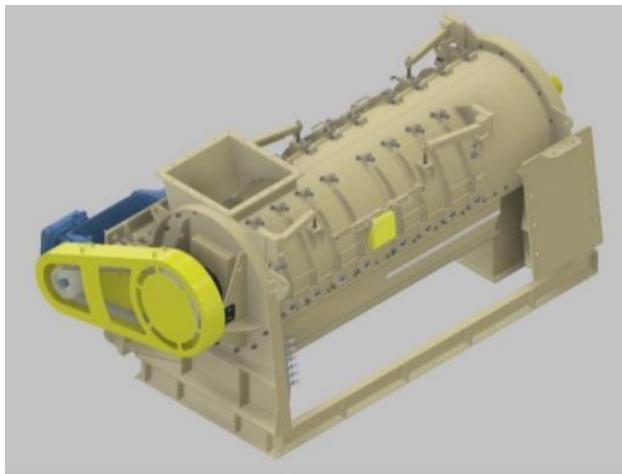


Figura 3 – Biospremitrice Paddle-Mill

La macchina è costituita da un rotore ad asse orizzontale posto all'interno di una cassa cilindrica: la frazione organica viene omogeneizzata per mezzo di appositi “denti” mobili opportunamente posizionati sulla lunghezza del rotore stesso. Il materiale omogenizzato attraversa successivamente una griglia in modo da essere separato dalle frazioni indesiderate. La separazione avviene grazie ad una combinazione di forze centrifughe, meccaniche e flussi d'aria indotti all'interno di ciascuna biospremitrice. La diluizione può essere inserita in diverse posizioni e i liquidi utilizzati per le diluizioni sono acqua trattata e filtrato.

Tabella 5 – Caratteristiche del separatore sovvalli

Parametro	Descrizione		
Funzione	Separare la sostanza organica dalle plastiche		
Processi	La materia prima, viene caricata tramite il trasportatore di trasferimento nel separatore dove avverrà la separazione delle sostanze organiche da quelle inorganiche. Gli scarti verranno trasportati con un trasportatore di scarico in contenitori mentre la materia organica verrà diluita e pompata.		
Diluizione	1. Acqua trattata dall'impianto di depurazione	o	2. Ricircolo del filtrato dal separatore solido/liquido
Caratteristiche	Griglia forata con fori 27 Ø e una serie di martelli per spremere il materiale		
Capacità con prodotto a secco	massimo 7 t/ora		
Capacità con prodotto diluito	massimo 15 t/h		
Ore di servizio	massimo 12 ore/giorno		
Potenza installata	75 kW		



Tabella 6 – Bilancio di massa e caratteristiche medie dei sovvalli estratti dal Paddle Mill

Category	Rejects										
	Separation [%]	Separation [%]	FM [%]	FM [t/y]	FM [t/d]	FM [t/h]	TS [%]	TS [t/y]	VS [%]	VS [t/y]	VS Fraction [%]
ORGANICS: Food Waste	10.0%	10.0%	48.7%	2,597	8.3	0.7	26.6%	690	95.0%	655	70.6%
ORGANICS: Green Waste	10.0%	10.0%	0.6%	33	0.1	0.0	42.3%	14	80.0%	11	1.2%
ORGANICS: Fines	10.0%	10.0%	2.5%	131	0.4	0.0	31.8%	42	80.0%	33	3.6%
PAPER	15.0%	15.0%	1.5%	82	0.3	0.0	86.2%	71	75.0%	53	5.7%
TetraPak	15.0%	15.0%	3.0%	161	0.5	0.0	62.2%	100	75.0%	75	8.1%
PLASTIC FILM	75.0%	75.0%	19.0%	1,012	3.2	0.3	67.1%	679	0.0%	0	0.0%
RIGID PLASTIC	75.0%	75.0%	9.5%	504	1.6	0.1	62.2%	313	0.0%	0	0.0%
GLASS	0.0%	0.0%	0.0%	0	0.0	0.0	81.5%	0	0.0%	0	0.0%
INERT: FINE	0.0%	0.0%	0.0%	0	0.0	0.0	47.3%	0	50.0%	0	0.0%
TEXTILE	75.0%	75.0%	15.1%	806	2.6	0.2	62.2%	501	20.0%	100	10.8%
FERROUS METAL	25.0%	25.0%	0.1%	3	0.0	0.0	97.3%	3	0.0%	0	0.0%
OTHER	0.0%	0.0%	0.0%	0	0.0	0.0	76.4%	0	0.0%	0	0.0%
Total			100.00%	5,329	17	1.4	45.3%	2,414	38.5%	928	100.0%

3.2.4. Separatore a martelli verticale

Il separatore è formato da un mulino verticale a palette e una tramoggia di carico. Il materiale plastico in uscita dal bioseparatore viene alimentato nella tramoggia di carico che ha la funzione di disconnettere il mulino verticale dai trattamenti a monte, assorbendo dunque i picchi di produzione e garantendo un'alimentazione costante al mulino.

Il materiale plastico viene alimentato costantemente dalla tramoggia all'interno del mulino verticale, il quale è formato da un cestello forato al cui interno è presente un albero su cui sono calettate le palette.

Il materiale plastico entra all'interno della parte inferiore del mulino, la rotazione ad alta velocità dell'albero grazie alle palette calettate crea una ventilazione forzata all'interno del mulino. La corrente ascensionale che si forma trascina verso l'alto le plastiche leggere consentendone lo scarico dalla sommità del macchinario. I materiali più piccoli e pesanti invece oltrepassano il tamburo forato prima di raggiungere lo scarico superiore; una volta fuori dal tamburo, dove la ventilazione è minore, precipitano sul fondo della macchina.

Così facendo è possibile separare un flusso leggero da un altro pesante, nel caso in esame, è possibile separare dunque il materiale plastico di scarto dai trascinamenti di materiale organico che viene invece recuperato nuovamente nella linea di trattamento.

La ventilazione forzata produce anche un effetto di asciugatura sulle plastiche che assumono quindi ulteriore valore.



Tabella 7 – Caratteristiche del separatore verticale

Parametro	Descrizione
Funzione	Pulizia più spinta delle plastiche e recupero dell'organico
Processo	I sovvalli vengono caricati nella tramoggia e successivamente nel separatore verticale che divide il prodotto organico rimanente dal sovvallo vero e proprio. Possibilità di aggiungere la diluizione in due punti della macchina.
Temperatura di esercizio	Ambiente
Caratteristiche	Tramoggia da 10 m ³
Capacità	massimo 10 t/ora
Ore di servizio	massimo 12 ore/giorno

3.2.5. Dissabbiatore longitudinale

La dissabbiatura è un pretrattamento fisico di rimozione di tutte le sostanze che hanno peso specifico superiore all'acqua (sassi, sabbie, ecc.). Il dissabbiatore è una vasca di calma all'interno della quale avviene una riduzione della velocità del fluido che consente la sedimentazione dei solidi sospesi, che si depositano e accumulano sul fondo della vasca e vengono trasportati all'esterno tramite una coclea. Grazie a questa preventiva separazione della sabbia, si previene la sedimentazione della stessa all'interno del digestore e la conseguente usura delle apparecchiature a valle.

Prima del dissabbiatore è presente una vasca (*mixing tank*) usata per l'omogeneizzazione del materiale entrante nel dissabbiatore. In questa vasca vengono aggiunte anche ulteriori diluizioni per ottenere un contenuto di sostanza secca del 8÷10 %TS, valore richiesto dal dissabbiatore per un'efficienza di separazione adeguata. Il volume della mixing tank permette l'accumulo del materiale per circa un'ora, consentendo flessibilità alle diluizioni e alla linea di pretrattamento (volume utile della vasca 36 m³).

Tabella 8 – Determinazione dei flussi in ingresso alla mixing tank

Frazioni in ingresso alla mixing tank	Portata m ³ /h	TS%
Frazione organica da separatore 1	18,5	15%
Frazione organica da separatore 2	1,0	23%
Percolati e lavaggi	0,9	3%
Diluizione - Filtrato	14,1	2%
TOTALE IN INGRESSO	34,5	9%



Tabella 9 – Caratteristiche del dissabbiatore longitudinale

Parametro	Descrizione
Funzione	Rimozione degli inerti dall'organico
Processo	La purea organica diluita entra nel dissabbiatore e
Temperatura di esercizio	Ambiente
Caratteristiche	Tramoggia da 10 m ³
Capacità	massimo 10 t/ora
Ore di servizio	massimo 12 ore/giorno

Tabella 10 – Bilancio di massa e caratteristiche medie degli inerti estratti dal dissabbiatore

	Separation [%]	Separation [%]	Grit								VS Fraction [%]
			FM [%]	FM [t/y]	FM [t/d]	FM [t/h]	TS [%]	TS [t/y]	VS [%]	VS [t/y]	
ORGANICS: Food Waste	1,0%	1,0%	61,0%	234	0,7	0,1	26,6%	62	95,0%	59	78,0%
ORGANICS: Green Waste	1,0%	1,0%	0,8%	3	0,0	0,0	42,3%	1	80,0%	1	1,3%
ORGANICS: Fines	1,0%	1,0%	3,1%	12	0,0	0,0	31,8%	4	80,0%	3	4,0%
PAPER	1,0%	1,0%	1,2%	5	0,0	0,0	86,2%	4	75,0%	3	4,0%
TetraPak	1,0%	1,0%	2,4%	9	0,0	0,0	62,2%	6	75,0%	4	5,6%
PLASTIC FILM	1,0%	1,0%	0,9%	3	0,0	0,0	67,1%	2	0,0%	0	0,0%
RIGID PLASTIC	1,0%	1,0%	0,4%	2	0,0	0,0	62,2%	1	0,0%	0	0,0%
GLASS	60,0%	60,0%	21,5%	82	0,3	0,0	81,5%	67	0,0%	0	0,0%
INERT: FINE	60,0%	60,0%	5,2%	20	0,1	0,0	47,3%	9	50,0%	5	6,2%
TEXTILE	2,0%	2,0%	1,4%	5	0,0	0,0	62,2%	3	20,0%	1	0,9%
FERROUS METAL	70,0%	70,0%	1,9%	7	0,0	0,0	97,3%	7	0,0%	0	0,0%
OTHER	2,0%	2,0%	0,2%	1	0,0	0,0	76,4%	1	0,0%	0	0,0%
Total			100,00%	383	1	0,1	43,8%	168	45,1%	76	100,0%

In definitiva, il flusso di rifiuto che sarà avviato all'ingresso della sezione di digestione anaerobica sarà caratterizzato come di seguito riepilogato:

Tabella 11 – Caratteristiche del rifiuto organico pretrattato in input alla digestione anaerobica

ORGANICS TO AD	Input						d/y 313	h/d 12	Input:
	Composition	FM [t/y]	FM [t/d]	FM [t/h]	TS [%]	VS [%]	VS [t/y]	VS Fraction [%]	
ORGANICS: Food Waste	86,2%	23.137	74	6,2	26,6%	6.144	95,0%	5.836	83,5%
ORGANICS: Green Waste	1,1%	295	1	0,1	42,3%	125	80,0%	100	1,4%
ORGANICS: Fines	4,3%	1.164	4	0,3	31,8%	370	80,0%	296	4,2%
PAPER	1,7%	463	1	0,1	86,2%	399	75,0%	299	4,3%
TetraPak	3,4%	904	3	0,2	62,2%	563	75,0%	422	6,0%
PLASTIC FILM	1,2%	334	1	0,1	67,1%	224	0,0%	0	0,0%
RIGID PLASTIC	0,6%	166	1	0,0	62,2%	103	0,0%	0	0,0%
GLASS	0,2%	55	0	0,0	81,5%	45	0,0%	0	0,0%
INERT: FINE	0,0%	13	0	0,0	47,3%	6	50,0%	3	0,0%
TEXTILE	1,0%	263	1	0,1	62,2%	164	20,0%	33	0,5%
FERROUS METAL	0,0%	3	0	0,0	97,3%	3	0,0%	0	0,0%
OTHER	0,1%	33	0	0,0	76,4%	25	0,0%	0	0,0%
Total waste	100,00%	26.829	86	7,1	30,5%	8.170	85,5%	6.989	100,0%

3.3. DIGESTIONE ANAEROBICA

3.3.1. Vasche di idrolisi

Il digestore deve essere alimentato 24 ore su 24, 7 giorni su 7, per mantenere la



produzione di biogas quanto più costante possibile. Risulta quindi necessario disporre di un serbatoio di accumulo del materiale fresco da alimentare al digestore in modo da separare i tempi intermittenti del trattamento delle materie prime dai tempi continui della digestione anaerobica. Il serbatoio di idrolisi è dimensionato per avere più di 1,5 giorni di capacità di accumulo (ad una densità di $0,95 \div 1 \text{ t/m}^3$) alla portata di progetto per poter coprire l'alimentazione durante il fine settimana, anche nel caso di una vasca ferma per manutenzione. Inoltre, in queste vasche ha inizio il riscaldamento della frazione organica e il primo stadio di digestione. Durante l'idrolisi, i batteri trasformano il substrato organico in monomeri e polimeri più semplici, ovvero proteine, carboidrati e grassi vengono trasformati rispettivamente in amminoacidi, monosaccaridi e acidi grassi.

Tabella 12 – Determinazione dei flussi in ingresso alle vasche di idrolisi

VASCA DI IDROLISI	Ingresso		gg/anno	313	ore/gg	12	
	Uscita		gg/anno	365	ore/gg	24	
	[t/anno]	[t/gg]	[t/ora]	[%TS]	[t/anno]	[%VS/TS]	[t/anno]
Fraz. Organica da pretrattamento	129.285	413	34	9,3%	12.020	77,0%	9.258
Total Input	129.285	413	34	9,3%	12.036	76,9%	9.258
Dry Biogas (Output)	304	0,83	0	100,0%	304	95,0%	289
Acqua presente nel biogas	15	0,04	0	0,0%	0	0,0%	0
Fraz. Organica a digestore	128.966	353	15	9,1%	11.732	76,5%	8.969
Total Output	129.285	354	15	9,3%	12.036	76,9%	9.258
Chiusura bilancio	0				0		0

Di seguito i calcoli per il corretto dimensionamento delle vasche in base alle portate in ingresso e uscita.

- $Q_{IN} = 413 \frac{m^3}{d}$
 - $Q_{OUT} = 354 \frac{m^3}{d}$
 - Accumulo giornaliero: $59 m^3/d$ per 6 giorni = $354 m^3/\text{settimana}$

Tabella 13 – Caratteristiche delle vasche di idrolisi

Parametro	Descrizione
<i>Materiale del serbatoio</i>	Acciaio
<i>Tipo di tetto</i>	Acciaio
<i>N. di serbatoi</i>	2
<i>Diametro</i>	11,94m
<i>Altezza complessiva</i>	7m



Parametro	Descrizione
Bordo libero	0,5m
Volume operativo per serbatoio	736 m ³
Tempo di buffer per serbatoio (basato sulla portata in uscita e sulla densità media)	2,1 giorni
Tempo di buffer totale al netto dei ricircoli interni	6 giorni

3.3.2. Sistema di digestione anaerobica

La digestione anaerobica viene condotta attraverso un processo mesofilo CSTR attraverso due digestori in serie (uno primario e uno secondario) di eguale volume. Il processo biologico di generazione del biogas è lento, quindi nella produzione commerciale di biogas sono necessari recipienti di grandi dimensioni, che forniscano un tempo di ritenzione sufficiente per sfruttare appieno il potenziale di metano della materia prima. Nel processo comune vengono utilizzati batteri che si sviluppano a temperature mesofile (intorno a 40°C), quindi il mantenimento di questa temperatura aumenta il tasso di produzione di biogas.

Il digestore è dimensionato in modo tale che il materiale possa rimanervi in media un tempo sufficiente per degradarsi il più possibile e soddisfare la resa specifica di biogas prevista. Sulla base dei dati di letteratura comprovati da numerose ricerche e prove empiriche, si può affermare che la quasi totalità dei materiali disponibili vede il proprio BMP tecnicamente sfruttato in una HRT di circa 30 giorni.

Per bilanciare correttamente le condizioni chimiche nel digestore (pH e concentrazione di acidi grassi volatili), garantendo la possibilità ai microorganismi di digerire correttamente il materiale, è stato utilizzato un indice denominato Indice di Carico Organico OLR, definito in kg di sostanza volatile (SV) per m³ di volume di digestione al giorno (kg_{SV}/m³d). Volendo garantire la massima stabilità ed affidabilità del sistema biologico, lo stesso è stato dimensionato rispettando un OLR compreso tra 1,5 – 4,0 kg_{SV}/m³d.

Considerando:

- OLR 2 kg_{SV}/m³ d.
- Portata in ingresso senza ricircolo interno = 233 m³/d
- Di cui, solidi volatili = 20.460 kg_{SV}/d

Quindi risulta:



$$Volume = \frac{VS}{OLR} = \frac{20.460 \text{ kgSV/d}}{2 \frac{\text{kgSV}}{\text{m}^3\text{d}}} = 10.230 \text{ m}^3$$

Considerando:

- 2 vasche di idrolisi del diametro di 11,94 m, un'altezza di 7 m e bordo libero di 0,5m
- 2 digestori del diametro di 22 m, un'altezza di 12,5 m e bordo libero di 0,5 m

Si ottiene un volume operativo totale di 10.572m³.

$$HRT = \frac{V}{Q} = \frac{10.572 \text{ m}^3}{233 \text{ m}^3/\text{d}} = 45 \text{ giorni}$$

Di conseguenza, possiamo affermare che il volume complessivo della digestione è più che sufficiente alla digestione ottimale.

Tabella 14 – Determinazione dei flussi in ingresso al digestore primario

DIGESTORE PRIMARIO	Ingresso		gg/anno	365	ore/gg	24
	Uscita	Uscita				
Fraz. Organica + ricircoli esterni e interni	[t/anno]	[t/gg]	[t/ora]	[%TS]	[t/anno]	[%VS/TS]
<i>di cui fraz. Organica + ricircoli esterni</i>	128.966	353	29	9,1%	11.732	76,5%
Total Input	43.930	120	10	4,5%	1.993	57,9%
Dry Biogas (Output)	128.966	353	29	9,3%	11.990	74,8%
Acqua presente nel biogas	5.169	14	1	100,0%	5.169	95,0%
Fraz. Organica a digestore	252	1	0	0,0%	0	0,0%
Total Output	123.545	338	28	5,5%	6.821	59,5%
Chiusura bilancio		0			0	0

Tabella 15 – Determinazione dei flussi in ingresso al digestore secondario

DIGESTORE SECONDARIO	Ingresso		gg/anno	365	ore/gg	24
	Uscita	Uscita				
Fraz. Organica + ricircoli esterni e interni	[t/anno]	[t/gg]	[t/ora]	[%TS]	[t/anno]	[%VS/TS]
<i>di cui fraz. Organica + ricircoli esterni</i>	123.545	338	28	5,5%	6.821	59,5%
Total Input	43.930	120	10	4,5%	1.993	57,9%
Dry Biogas (Output)	123.545	338	28	5,5%	6.851	59,2%
Acqua presente nel biogas	608	2	0	100,0%	608	95,0%
Fraz. Organica a digestore	30	0	0	0,0%	0	0,0%
Total Output	122.907	337	28	5,1%	6.243	55,7%
Chiusura bilancio		0			0	0



Tabella 16 – Caratteristiche del serbatoio del digestore

Parametro	Descrizione
Costruzione di serbatoi	Acciaio
Tipo di tetto	Gasometro a doppia membrana
Fondo	Piatto
N. di serbatoi	2 (1 primario e 1 secondario)
Diametro	22m
Altezza complessiva	12,5m
Bordo libero	0,5 m
Volume operativo per serbatoio	4.550 m ³
Flusso in ingresso al I stadio (al netto dei ricircoli interni)	233 m ³ /giorno
HRT digestore primario (basato sulla portata in ingresso)	19 giorni
Flusso in ingresso al II stadio (al netto dei ricircoli interni)	218 m ³ /giorno
HRT digestore secondario (basato sulla portata in ingresso)	21 giorni
HRT totale sezione di digestione (vasche idrolisi + digestori)	45 giorni

3.3.3. Produzione di biogas

Per calcolare la produzione di biogas in Nm^3 , viene utilizzato il BMP (potenziale metanogeno). Questo parametro rappresenta il biogas prodotto per quantità di solidi volatili in ingresso nel digestore; è quindi espresso in termini di $\text{Nm}^3/\text{ton}_{\text{SV}}$. Esso è strettamente correlato alla biodegradabilità del substrato trattato, piuttosto che alle proprietà del processo adottato.

Considerando un valore medio di BMP della frazione organica di $710 \text{ Nm}^3/\text{ton}_{\text{sv}}$, con una sostanza volatile in ingresso a digestione di 808 kg/h , si ottiene una produzione di biogas di $574 \text{ Nm}^3/\text{h}$.

Nelle seguenti tabelle è riportata la caratterizzazione del biogas:

Tabella 17 – Caratteristiche del biogas prodotto

	BIOGAS SECCO	BIOGAS UMIDO
Giorno all'anno	365	365
Giorno a settimana	7	7
Ora al giorno	24	24
Biogas [Nm³/y]	5.028.591	5.396.160
Biogas [Nm³/h]	574	616
T [°C]	40	40
%CH₄	55-65	50-60
%CO₂	35-45	30-40
ppm H₂S	2.000	1.800
ppm O₂	2.000	1.800
ppm N₂	4.000	3.700



	BIOGAS SECCO	BIOGAS UMIDO
<i>ppm NH₃</i>	80	75
<i>ppm COV</i>	500	470

Tabella 18 – Bilancio di massa della digestione anaerobica

Parametro	Valore
Entrate totali con ricircoli	
- <i>Flusso totale in entrata (considerando 365 giorni/anno)</i>	353 t/giorno
- <i>Contenuto TS dell'alimentazione del digestore</i>	~9%
Biogas	
- <i>Produzione di biogas (grezzo e secco)</i>	574 Nm ³ /h
- <i>Contenuto di metano</i>	55÷65%
Digestato	
- <i>Portata totale in uscita (considerando 313 giorni/anno)</i>	393 t/giorno
- <i>Contenuto del TS all'uscita del digestore</i>	~5%

Il biogas raccolto viene inviato al trattamento biogas e in caso di sovrapproduzione verrà inviato alla torcia di emergenza.

3.3.4. Miscelazione

Un altro fattore critico da considerare è la miscelazione. Il contenuto del digestore deve essere miscelato in modo da garantire un processo omogeneo, sia per la distribuzione della temperatura che per la composizione. Questo evita la formazione di strati galleggianti di materiali leggeri, la sedimentazione di materiali pesanti e assicura una distribuzione uniforme della sostanza organica. Inoltre, la miscelazione è essenziale per permettere al biogas prodotto di fuoriuscire dal digestato, poiché potrebbe rimanere intrappolato nel liquido viscoso.

I tempi di miscelazione sono gestiti dall'operatore, che può impostare i tempi compilando una tabella oraria.

Tabella 19 – Tipologia di miscelatori

Parametro	Valore
Vasche di idrolisi	
- <i>N° di miscelatori per vasca</i>	2
- <i>Tipo di miscelatore</i>	Sommerribile



Parametro	Valore
Digestori	
- N° di miscelatori per vasca	3
- Tipo di miscelatore	Sommerribile

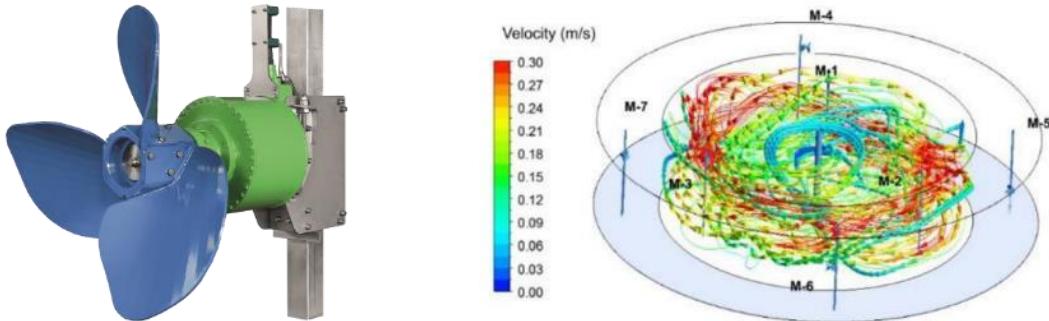


Figura 4 – Miscelatori tipo S.M.A.Rt adoperati nei serbatoi di idrolisi e di digestione anaerobica e tipico profilo di velocità che si sviluppa grazie all'utilizzo di tali dispositivi

3.4. POST-TRATTAMENTO DEL DIGESTATO

3.4.1. Pressa a vite

Si prevede di separare il digestato in una frazione solida e in una liquida (filtrato) con un contenuto minimo di solidi e ciò verrà fatto con una pressa a vite.



Il filtrato viene inviato alla vasca tampone (volume operativo 200 m³, HRT 7 h) prima del disidratatore e ricircolato in parte al pretrattamento per le diluizioni.

Tabella 20 – Caratteristiche della pressa a vite

Parametro	Descrizione
N° di unità	1
Funzione	Consentire la separazione delle frazioni solide e liquide del digestato.
Temperatura di esercizio	Ambiente
Materiale	Digestato, 5%TS
Meccanismo di scarico	Scarico continuo in un container
Quantitativo giornaliero	393 t/giorno
Capacità	Fino a 30 m ³ /h (funzione del contenuto di solidi TS)
Portata oraria	28 m ³ /h @5%TS
Ore di funzionamento	14 h/giorno



Parametro	Descrizione
<i>Dimensioni del cestello</i>	0,5mm
<i>Consumo di acqua</i>	Non previsto
<i>Rapporto cake/ingresso</i>	2%
<i>TS% cake</i>	30%
<i>TS% filtrato</i>	4,5%
<i>Potenza installata</i>	7,5 kW

Tabella 21 – Determinazione dei flussi in ingresso e uscita dalla pressa a vite

PRESSA A VITE	Ingresso		gg/anno	313	ore/gg	14	
	Uscita		gg/anno	313	ore/gg	14	
	[t/anno]	[t/gg]	[t/ora]	%TS	[t/anno]	[%VS/TS]	[t/anno]
Digestato da secondo stadio	122.907	393	28	5,1%	6.243	55,7%	3.480
Total Input	122.907	393	28	5,1%	6.243	55,7%	3.480
Frazione liquida	120.293	384	27	4,5%	5.459	57,9%	3.163
Frazione solida	2.615	8	1	30,0%	784	40,5%	318
Total Output	122.907	393	28	5,1%	6.243	55,7%	3.480
Chiusura bilancio	0				0		0

3.4.2. Disidratatore a coclea

Dopo il primo step di separazione solido-liquido, è previsto l'utilizzo di una pressa fanghi, una coclea a vite ad alta compattazione che riesce a disidratare il digestato in ingresso, raggiungendo una separazione più spinta dei solidi sospesi grazie all'aggiunta di polimero.

Il filtrato viene inviato alla vasca tampone (volume operativo 400 m³, HRT 19 ore) e successivamente ricircolato in parte al pretrattamento per le diluizioni e il resto inviato all'impianto di trattamento acque.

Tabella 22 – Caratteristiche del disidratatore a coclea

Parametro	Descrizione
N° di unità	1
Funzione	Ulteriore separazione del digestato in frazione solida e liquida
Temperatura di esercizio	Ambiente
Materiale	Digestato, 4,5%TS
Meccanismo di scarico	Scarico continuo in un container
Quantitativo giornaliero	244 t/giorno



Parametro	Descrizione
Capacità	Fino a 30 m ³ /h (funzione del contenuto di solidi TS)
Portata oraria	20 m ³ /h @4,5%TS
Ore di funzionamento	14 h/giorno
Consumo di acqua	Per diluizione del polimero e per pulizia macchina
Rapporto cake/ingresso	13%
TS% cake	22%
TS% filtrato	1,5-2%
Potenza installata	5,5 kW

3.4.3. Polipreparatore

L'aggiunta di polimero viene effettuata per favorire la flocculazione di solidi ancora presenti nel digestato. Il liquido viene condizionato con un flocculante polimerico (ed eventualmente anche coagulante) prima di essere alimentato al disidratatore per aumentare l'efficienza di separazione. Il polimero è sotto forma di emulsione al 40÷45%. Prima di essere dosato, viene diluito fino ad una concentrazione di 0,2÷0,4%, utilizzando un sistema di preparazione del polimero che permette un certo tempo di maturazione (solitamente 1 ora).

La quantità di polimero attivo richiesta è di 8÷15 kg/ ton_{TS}, variabile in base al tipo di digestato in ingresso. Il consumo di polimero dipende strettamente dal tipo di polielettolita utilizzato; la reale quantità necessaria verrà quindi individuata dopo il test di ottimizzazione condotto su digestato reale (jar test).

Tabella 23 – Determinazione dei flussi in ingresso e uscita dal disidratatore a coclea

DISIDRATATORE A COCLEA + POLIMERO	Ingresso		gg/anno	313	ore/gg	14
	Uscita		gg/anno	313	ore/gg	14
Filtrato da pressa a vite	[t/anno]	[t/gg]	[t/ora]	[%TS]	[t/anno]	[%VS/TS]
76.362	244	17	4,5%	3.465	57,9%	2.008
Polimero in emulsione	50	0,2	0	45,0%	23	0,0%
Acqua di diluizione polimero	15.015	48	3	0,0%	0	0,0%
Acqua di lavaggio	1.271	4	0	0,0%	0	0,0%
Totale Input	92.698	296	21	3,8%	3.488	57,6%
Frazione liquida	82.993	265	19	1,6%	1.352	40,1%
Frazione solida	9.706	31	2	22,0%	2.135	68,6%
Total Output	92.698	296	21	3,8%	3.488	57,6%
Chiusura bilancio	0				0	0



3.5. SISTEMA DI RISCALDAMENTO

Il calore richiesto dall'impianto è il calore necessario per mantenere i digestori a temperatura costante. Il calore da fornire dipende da molti fattori: la temperatura del materiale in ingresso, la temperatura dell'aria esterna e del suolo, il funzionamento dei miscelatori, lo spessore del materiale di costruzione del serbatoio, lo spessore dell'isolamento e il coefficiente di conducibilità termica del materiale isolante e membrana.

Di seguito sono riportati i valori considerati per il calcolo del fabbisogno termico massimo.

Tabella 24 – Ipotesi e calcolo del fabbisogno di calore

Parametro	Valore
<i>Temperatura di design dei digestori</i>	40°C
<i>Temperatura esterna (*)</i>	3÷20°C
<i>Temperatura del suolo (*)</i>	10÷25°C
<i>Flusso in ingresso nel digestore</i>	354 t/giorno
<i>Copertura</i>	Doppia membrana
<i>Isolamento del serbatoio</i>	100 mm
<i>Spessore della parete del serbatoio</i>	0,06 m
<i>Calore massimo richiesto</i>	350 kWth
<i>Fabbisogno termico netto medio</i>	255 kWth
<i>Anelli di riscaldamento vasca di idrolisi</i>	1
<i>Anelli di riscaldamento digestore primario</i>	5
<i>Anelli di riscaldamento digestore secondario</i>	3

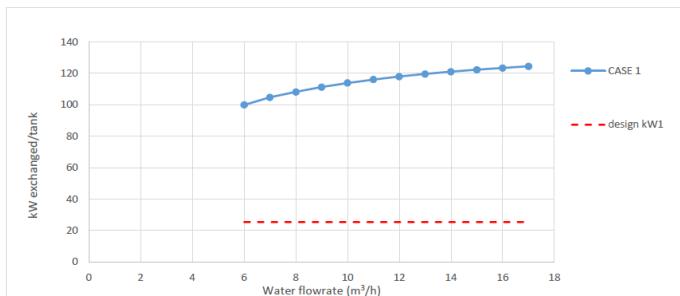
Temperature Assumptions													
These assumption must be verified and approved by Client													
		January	February	March	April	May	June	July	August	September	October	November	December
Air temperature	°C	3,9	3,6	5,9	9,2	13,4	17,7	20,3	20,5	16,8	13,2	9,3	5,4
Ground temperature	°C	12,0	11,0	12,0	14,0	16,0	19,0	22,0	23,0	22,0	19,0	16,0	13,0
Feedstock Input - Solids	°C	9,0	11,5	13,0	14,5	16,0	17,5	17,5	16,0	14,5	13,0	11,5	9,0
Feedstock Input - Liquids	°C	9,0	11,5	12,0	14,5	16,0	17,5	17,5	16,0	14,5	13,0	11,5	9,0

Heat Requirement														
Average power required to be supplied every hour continuously 24h/day to maintain the digester temperature at the design temperature.														
	T design		January	February	March	April	May	June	July	August	September	October	November	December
Hydrolysis tank 1	30-40	kWh	21	17	11	5	0	0	0	4	10	16	24	25
Hydrolysis tank 2	30-40	kWh	21	17	11	5	0	0	0	4	10	16	24	25
Primary digester 1	40	kWh	184	180	175	168	161	157	157	162	168	174	181	184
Post digester 1	40	kWh	74	70	65	59	52	47	47	53	59	65	71	74
Total		kWh	200	204	202	207	212	204	204	224	227	227	200	202



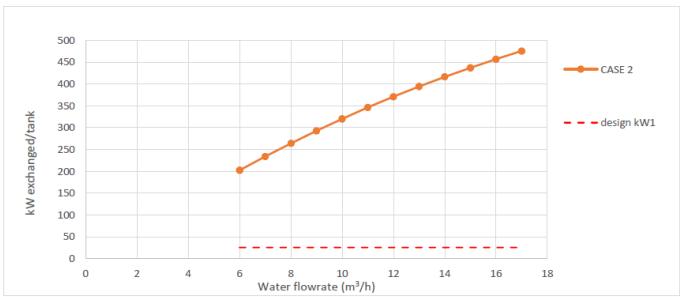
HEAT EXCHANGER DESIGN

Feed buffer tank



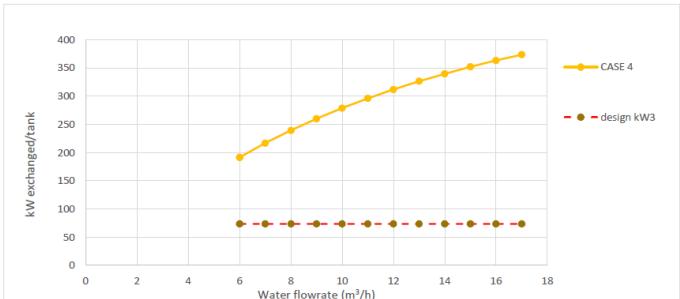
CASE 1		
Destination	-	Feed buffer tank
Number of coils per circuit	-	1
Hot water delivery temperature	$^{\circ}\text{C}$	70
Heating system power design - Worst case	kW_{TH}	25
Tank temperature design	$^{\circ}\text{C}$	32
Tank diameter	m	12,2
Minimum flowrate in order to exchange design kW	m^3/h	6
Outlet Temperature at minimum flowrate	$^{\circ}\text{C}$	55

AD Stage 1



CASE 2		
Destination	-	AD Stage 1
Number of coils per circuit	-	5
Hot water delivery temperature	$^{\circ}\text{C}$	70
Heating system power design - Worst case	kW_{TH}	183
Tank temperature design	$^{\circ}\text{C}$	40
Tank diameter	m	22
Minimum flowrate in order to exchange design kW	m^3/h	6
Outlet Temperature at minimum flowrate	$^{\circ}\text{C}$	40

AD Stage 2



CASE 4		
Destination	-	AD Stage 2
Number of coils per circuit	-	3
Heating fluid inlet temperature	$^{\circ}\text{C}$	70
Tank design heat demand - Worst case	kW_{TH}	73
Tank temperature design	$^{\circ}\text{C}$	40
Tank diameter	m	22
Minimum flowrate in order to exchange design kW	m^3/h	6
Outlet Temperature at minimum flowrate	$^{\circ}\text{C}$	42

In definitiva, dunque, il sistema di riscaldamento della sezione di digestione anaerobica sarà costituito da:

- Tubazioni in acciaio al carbonio (per i tratti di tubazione interrata sono previsti tubi in PEAD di diametro equivalente), di mandata e ritorno tra la caldaia e il separatore idraulico posto all'interno della sala pompe;
- Tubazioni in acciaio al carbonio che dal collettore principale del separatore idraulico consentono la distribuzione dell'acqua calda alle utenze (le due vasche di idrolisi e i due digestori anaerobici) ed il ritorno dell'acqua fredda;
- Tubazioni in acciaio al carbonio di riscaldamento delle singole utenze.

Per procedere al dimensionamento del sistema di distribuzione del calore si prevede, a regime, una distribuzione non contemporanea del calore a tutte le utenze della sezione di digestione anaerobica; in dettaglio, infatti, è possibile ipotizzare, in accordo



alle varie fasi gestionali dell'impianto e sulla base delle effettive temperature al variare delle varie stagioni, che il riscaldamento venga avviato per alcune ore al giorno alle vasche di idrolisi (es. 4 ore per vasca), per un'altra parte della giornata al digestore primario (es. 8 ore) e per la restante parte del giorno al post digestore (es. 8 ore).

Sulla base dei fabbisogni termici individuati e delle temperature di esercizio delle varie sezioni destinate al processo di digestione anaerobica si riportano nella seguente tabella i calcoli effettuati per la determinazione della portata minima da far circolare nel sistema di distribuzione del calore.

Sezione di impianto	Fabbisogno termico massimo [kW]	T mandata [°C]	T ritorno [°C]	Calore specifico [J/kg °C]	Volume specifico [lt/kg]	Portata minima [mc/h]
Idrolisi (vasca 1)	25	70	55	4187	1,035	1,48
Idrolisi (vasca 2)	25	70	55	4187	1,035	1,48
Digestore primario	184	70	40	4187	1,035	5,46
Post digestore	74	70	42	4187	1,035	2,35
TOTALE	308	/	/	/	/	10,77

Sulla base dei suddetti dati, volendo comunque garantire la distribuzione di calore anche a più utenze contemporaneamente qualora dovesse essere necessario, si prevede in via cautelativa una portata circolante nei circuiti di acqua calda e acqua fredda di 12 m³/h (tubazioni che dalla caldaia arrivano al separatore idraulico e che da questo distribuiscono l'energia termica alle singole tubazioni di alimentazione delle sezioni di digestione anaerobica), in modo da poter garantire anche un fabbisogno energetico istantaneo di circa 400 kWt con un salto di temperatura di 30 °C. Infine nelle tubazioni di distribuzione alle singole utenze (vasche di idrolisi e digestori) si prevede una portata circolante pari a 6 m³/h, in modo da poter garantire il fabbisogno termico maggiore delle quattro utenze, anche nelle condizioni peggiori (stagione invernale).

Nella seguente tabella sono dunque riepilogati i dimensionamenti effettuati per le tubazioni di riscaldamento delle utenze della sezione di digestione anaerobica, in accordo a quanto visto in precedenza e considerando una velocità di progetto del fluido pari a 1,3 m/sec.



DIMENSIONAMENTO DELLE TUBAZIONI DI RISCALDAMENTO DELLA SEZIONE DI DIGESTIONE ANAEROBICA						
Tratto	Tipologia	Diametro teorico [mm]	Diametro scelto [mm]	Diametro interno [mm]	Portata [m³/h]	Velocità effettiva [m/s]
Tubazione mandata e ritorno Caldaia - Separatore idraulico	Acciaio al Carbonio (cod. CSP10)	57,2	80	58,20	12	1,25
Collettore principale Separatore idraulico	Acciaio al Carbonio (cod. CSP10)	57,2	80	58,20	12	1,25
Tubazione mandata e ritorno alle singole utenze	Acciaio al Carbonio (cod. CSP10)	40,4	60,3	44,24	6	1,08

4. SEZIONE DI PRODUZIONE BIOMETANO

La sezione di produzione del biometano è composta da:

- Sistema di pretrattamento del biogas grezzo:
 - Torre scrubber per la rimozione di H₂S
 - Essiccazione e filtrazione, così composto:
 - Un filtro a coalescenza;
 - Un gruppo frigo e scambiatore di calore per l'essiccazione;
 - Una soffiante multistadio;
 - Due filtri a carboni attivi;
 - Un filtro antipolvere;
- Sistema di upgrading del biogas a biometano:
 - Compressione del biogas a media pressione, così costituito:
 - Un filtro a carboni in aspirazione;
 - Uno scambiatore HR per il recupero di calore;
 - Un dry-cooler ad acqua;
 - Un chiller per il lato biogas;
 - Sistema di Upgrading a membrane, formato da un Sistema containerizzato all'interno del quale sono allestiti i tre skid di membrane per i tre stadi del processo;
 - Compressione booster del biometano ad alta pressione, costituito da:
 - Un filtro in aspirazione;
 - Uno scambiatore di calore gas/acqua per raffreddamento;
 - Un dry-cooler;
 - Unità di analisi e misura, costituita da un gas cromatografo e una cabina di regolazione e misura (Re.Mi.) per la consegna finale.

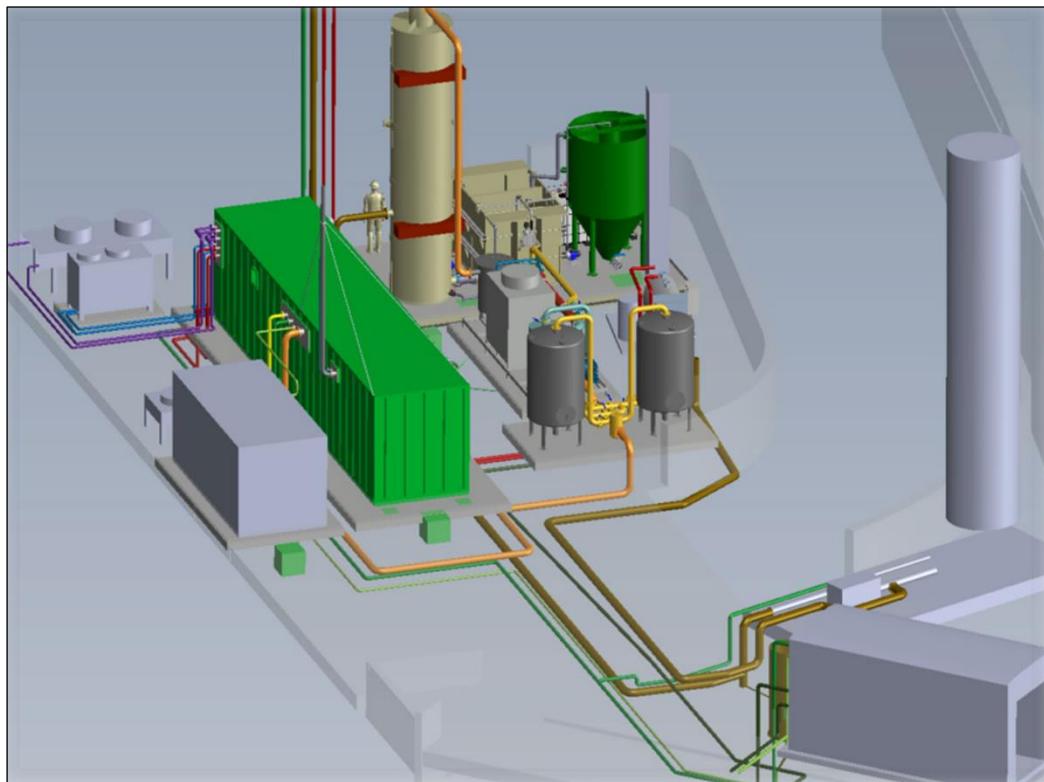


Figura 5 – Restituzione 3D di un tipico layout dell'impianto di produzione di biometano

4.1. DATI DI PROCESSO

Nelle seguenti tabelle si riepilogano i dati principali considerati in ingresso al sistema e quelli che sono stati determinati in uscita dallo stesso:

Tabella 25 – Sintesi dei dati in ingresso all'impianto di produzione biometano

Substrato Organico d'origine	FORSU	
Ingresso al sistema		
		Biogas Grezzo
Portata design	Nm ³ /h	600
Pressione	barg	≈ 0,030
Temperatura	°C	≈ 38
Tenore di Metano	% CH ₄	≈ 50 ÷ 55 %
Tenore di Anidride Carbonica	% CO ₂	≈ 40 ÷ 45 %
Tenore di Ossigeno	% O ₂	< 2 %
Tenore di Azoto	% N ₂	< 2 %
Contenuto di Acqua	% H ₂ O	saturazione (alla temperatura d'ingresso)



Tenore di Acido Solfidrico	ppm H ₂ S	< 1.000
Tenore di Ammoniaca	ppm NH ₃	tracce
Tenore Composti Organici Volatili	mg/Nm ³ COV	< 1.000

Tabella 26 – Sintesi dei dati principali delle correnti in uscita dall'impianto di produzione biometano

Uscita dal sistema			
		Biometano	Off-gas
Portata (stimata con xx% CH ₄ nel grezzo)	Sm ³ /h	310	255
Pressione	barg	≈ 220	< 0.5
Temperatura	°C	≈ 25	≈ 20
Tenore di Metano	% CH ₄	≈ 98 ÷ 99 %	< 1 %
Tenore di Anidride Carbonica	% CO ₂	≈ 1 ÷ 1,5 %	> 99 %
Contenuto Acqua	% H ₂ O	< 1 ppm	< 1 %
Tenore Acido Solfidrico	ppm H ₂ S	< 10	trascutabile
Tenore Ammoniaca	ppm NH ₃	trascutabile	trascutabile
Tenore Composti Organici Volatili	mg/Nm ³ COV	trascutabile	trascutabile

4.2. PRETRATTAMENTI DEL BIOGAS GREZZO

All'ingresso dell'impianto, al fine di preservare le membrane e garantirne il funzionamento nel range ottimale di processo, viene previsto un adeguato sistema di trattamento, filtrazione e deumidificazione del biogas grezzo per la rimozione della maggior parte della condensa e delle impurità contenute nello stesso.

4.2.1. Torre scrubber per la rimozione di H₂S

Il primo step dei pretrattamenti del biogas all'interno del processo di upgrading a biometano è rappresentato dalla rimozione, quasi totale, dell'acido solfidrico e dell'ammoniaca (quest'ultima comunque presente solo in tracce già nella corrente del biogas grezzo), mediante la torre scrubber e i successivi filtri a carboni, in modo da raggiungere concentrazioni inferiori ai limiti imposti dalla normativa UNI TS 11537/2019.



Figura 6 – Torre scrubber per abbattimento dell'acido solfidrico

La torre scrubber rappresenta pertanto il primo step dell'impianto di Upgrading e sfrutta il lavaggio chimico in controcorrente del biogas grezzo tramite una soluzione acida (pH 2÷2,5) di soda e reagente ferrico. La torre, inoltre, prevede la rigenerazione continua del reagente, limitando pertanto i costi relativi ai reagenti chimici e alla continua richiesta di rimbocco.

All'uscita dalla torre scrubber, oltre a zolfo elementare (riutilizzabile o facilmente smaltibile), il biogas grezzo fluisce con un tenore di H₂S abbattuto fino a oltre il 90% rispetto al tenore in ingresso. Grazie ai successivi step, questo composto verrà ulteriormente rimosso insieme ai COV, giungendo al termine del processo a tenori inferiori a quelli previsti dalla normativa.

La torre scrubber si compone di un sistema integrato, denominato “DBC”, composto da 3 elementi principali:

- una torre di lavaggio basico-ossidante
 - una vasca di ossidazione
 - un sedimentatore.

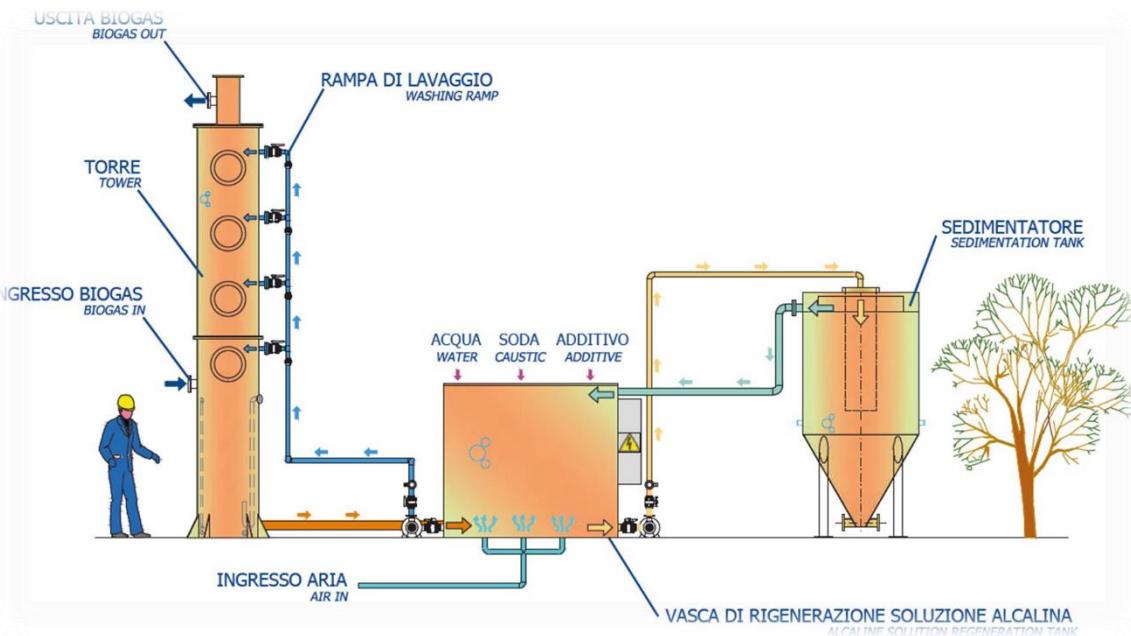


Figura 7 – Schema del processo di abbattimento dell’acido solfidrico

Il principio di funzionamento del sistema si basa sull’assorbimento degli inquinanti contenuti nella corrente gassosa in un liquido: il biogas viene convogliato in una posizione sopra la base della torre, che percorre dal basso verso l’alto, incontrando una soluzione di soda che viene distribuita in controcorrente. L’equilibrio ionico che si stabilisce all’interfaccia gas/liquido, in condizioni alcaline, sposta la molecola di H_2S verso la fase liquida.

Nell’impianto previsto, la soluzione esausta viene fatta fluire dalla base della torre all’adiacente vasca di ossidazione, dove per mezzo di insufflazione di aria ambiente l’idrogeno solforato si ossida a zolfo elementare, la cui precipitazione si realizza nel sedimentatore a fondo conico. Gli elementi d’innovazione e i vantaggi dell’impianto previsto, rispetto ad analoghi sistemi tradizionali, si possono così riassumere:

- ✓ recupero e riutilizzo della soluzione di soda: limitando il consumo di soluzione solo a sporadici rabbocchi, i costi d’esercizio imputabili ai chemicals sono ridotti in maniera drastica;
- ✓ la presenza di un reagente studiato ad hoc ottimizza l’abbattimento, agendo anche sulla rimozione dei COV;
- ✓ l’assenza del pacco di riempimento nella torre (sostituito da un sistema di ugelli nebulizzatori montati su rampe di lavaggio) evita il rischio d’intasamento della colonna dovuto all’accumulo dei prodotti di reazione.



4.2.2. Sistema di essiccazione e filtrazione del biogas

Il biogas, depurato dai composti sulfurei, ammoniaca e parte dei COV presenti, ancora saturo di acqua entra nel sistema di essiccazione e filtrazione, dove un separatore permette di eliminare la frazione liquida del biogas. L'intero sistema viene posizionata su skid posizionati esternamente, come riportato nella seguente figura.

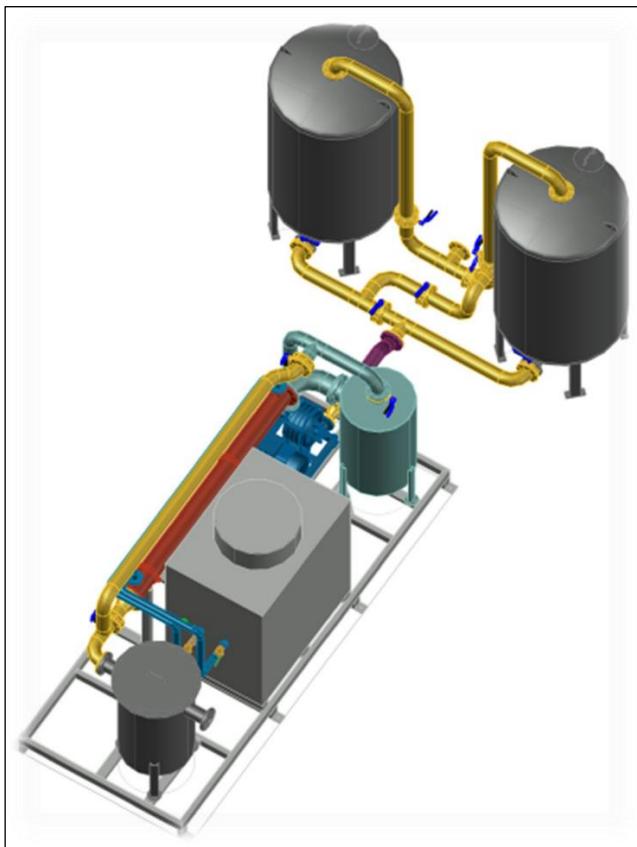


Figura 8 – Layout del sistema di essiccazione e filtrazione

Il principale componente del sistema di essiccazione è uno scambiatore di calore a fascio tubiero per il raffreddamento del biogas, a piastre fisse e tubi elettrouniti in AISI 304, con mantello in acciaio al carbonio, della lunghezza di circa 3 metri (diametro mantello circa 350 mm).

Il biogas scorre all'interno dei tubi, mentre il refrigerante (acqua glicolata al 20%) si muove nel fasciame; il refrigerante s'interfaccia con il sistema di refrigerazione previsto, che utilizza un assorbitore acqua. Un separatore fisico permette di eliminare la frazione liquida del biogas essiccandolo al fine di preservare le membrane e i successivi sistemi di filtrazione. L'umidità presente viene rimossa raffreddando il flusso di biogas in modo da ottenere condensa che può essere facilmente separata, raccolta e scaricata all'interno della linea di raccolta e rilancio dei reflui e percolati.



dell'impianto.

Oltre a ridurre la saturazione del biogas, in tale fase del processo è possibile ridurre il tenore di COV di un ulteriore 20% circa, in quanto per loro natura sono altamente solubili.

A valle del sistema è prevista una ulteriore soffiante centrifuga multistadio, dimensionata per gestire tutto il ciclo di pretrattamento e per mandare il biogas all'ultimo stadio con i filtri a carboni attivi e successivamente al compressore per portare il gas a media pressione (circa 200 mbar), come di seguito descritto.

4.3. SEZIONE DI UPGRADING DEL BIOGAS A BIOMETANO

4.3.1. Compressione del biogas

Il biogas depurato, in uscita dalla sezione di pretrattamento, viene aspirato dal compressore a media pressione.

Il sistema è costituito da un compressore rotativo a vite a bagno d'olio, direttamente accoppiato ad un motore elettrico. Il sistema comprende inoltre un inverter che permette di variare la velocità del motore elettrico al variare delle necessità operative.

Il compressore è totalmente raffreddato ad aria ed è progettato e costruito per un funzionamento continuo 24 ore su 24.

Il biogas viene aspirato nella valvola di aspirazione del compressore attraverso il filtro del gas. Durante il ciclo di compressione, nell'estremità finale, il biogas viene miscelato con l'olio. La miscela biogas/olio va poi nel serbatoio del separatore gas/olio dove, in primo luogo per azione centrifuga e in secondo luogo per filtrazione con la cartuccia del separatore d'olio, l'olio viene rimosso e raccolto in un contenitore predisposto per il ricircolo dello stesso in testa al compressore. Non vi sono quindi scarichi di olio, ma solo rabbocchi periodici.

Il biogas compresso passa poi attraverso la valvola di minima pressione/di non ritorno attraverso un after cooler e va alla tubazione di scarico.

Un pannello di controllo elettronico integrato per le operazioni di controllo e regolazione assicura un flusso costante del biogas compresso per soddisfare la domanda variabile con una minima variazione di pressione.

Se ad esempio la Cabina di Misura segnala una diminuzione di qualità del biometano



immesso in rete, il compressore di alta pressione (se presente) ridurrà la velocità permettendo al compressore di media pressione di aumentare la sua pressione di mandata alle membrane al fine di aumentare la qualità di biometano prodotto.

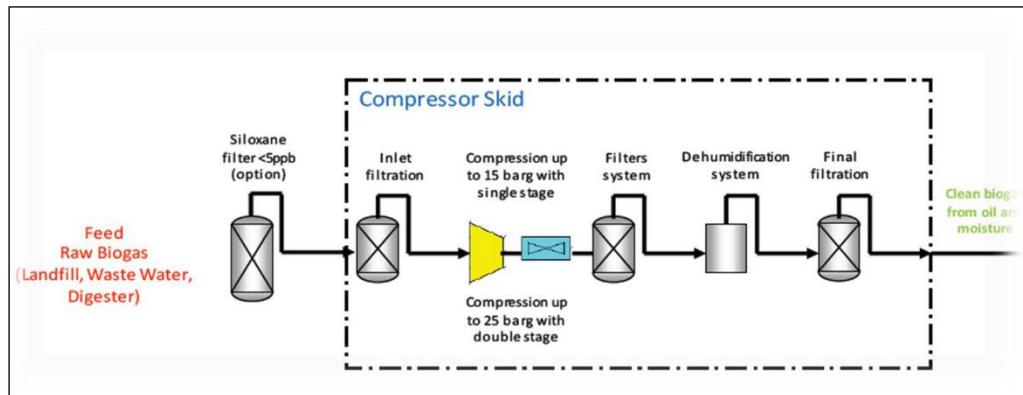


Figura 9 – Schema di funzionamento del sistema di compressione

Il sistema di prima compressione, controllato da inverter, si completa i seguenti accessori:

- filtro gas in aspirazione con separatore d'acqua e scarico condensa automatico
- radiatore con separatore d'acqua e scarico condensa automatico, filtro di rimozione olio, filtro rimozione polveri.

L'unità è raffreddata ad acqua, progettata e costruita per ambienti da -20 a 40 °C ed è adatta per funzionamento continuo 24/7.

Le condizioni di esercizio previste per il funzionamento del compressore sono quelle riportate nella seguente tabella:

Tabella 27 – Sintesi dei dati di funzionamento della sezione di compressione del biogas

Portata Biogas in ingresso	Nm ³ /h	≈ 570
Portata ricircolata da membrane	Nm ³ /h	≈ 420
Pressione Aspirazione	mbarg	150-250
Pressione Mandata (operating)	barg	12-14
Temperatura Aspirazione	°C	20 - 25
Potenza installata (design)	kW	200



Potenza assorbita albero (operating)

kW **≈ 170**

Consumo specifico

(riferito alla portata Biogas in ingresso)

kW / Nm³ **0.28**

A seguito della sezione di compressione intermedia, il biogas così pretrattato e precompresso è pronto per essere introdotto nella sezione di purificazione del biogas tramite la tecnologia a membrane, di seguito descritta.

4.3.2. Sezione di up-grading a membrane

La sezione di up-grading prevista in impianto si basa sul principio di separazione fisica a membrane selettive; tale soluzione, rispetto ad altre possibili soluzioni disponibili sul mercato, consente di avere configurazioni modulari dell'impianto, anche nell'ottica di un eventuale incremento dei volumi di biogas da trattare a seguito di successivi ed eventuali futuri ampliamenti dell'impianto.

Essendo una tecnologia passiva che sfrutta solo la pressione del biogas e la permeabilità delle membrane stesse, la soluzione risulta molto affidabile in quanto nessuna parte è in movimento con tempi di start-up quasi nulli.

La purezza del prodotto e la modulazione della portata in ingresso sono controllate attraverso i settaggi di qualità e di pressione opportunamente recepiti in determinati punti dell'impianto e che interagiscono con l'inverter del gruppo di compressione al fine di garantire la portata idonea.



Figura 10 – Spaccato di una membrana



Le membrane sono composte da un fascio di migliaia di fibre chiuse all'interno di un opportuno contenitore (vessel) che le protegge e convoglia i flussi dei gas nelle corrette direzioni. Sfruttando una permeazione selettiva, le membrane separano le molecole di metano dall'anidride carbonica e dal vapore acqueo residuo. Sono necessari due o tre stadi ognuno composto da più membrane per ottenere il grado di purezza e di recupero di metano voluto.

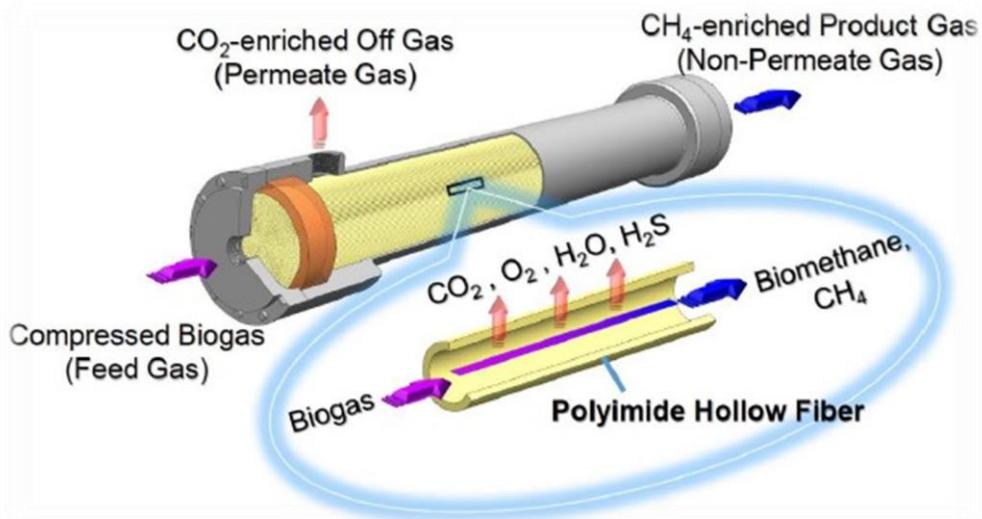


Figura 11 – Schema di funzionamento e dei flussi all'interno della membrana

Per l'impianto in oggetto sono previsti n. 3 stadi di membrane, marca Air Products, per efficientare al massimo il recupero di metano (in tal modo sarà possibile garantire un recupero del metano presente nel biogas in ingresso fino al 99,5%).

I tre stadi saranno composti da un numero diverso di membrane e da due tipologie diverse di queste, una per il primo e terzo stadio (modello PB6050-P3) e un'altra per il secondo stadio (modello PB6050-N1) al fine di migliorare l'efficienza globale del sistema. Al fine di ottimizzarne il processo, inoltre, si è previsto di alimentare le membrane ad una pressione di 14/15 barg risultandone una pressione di uscita finale del biometano di 13/14 barg.

L'installazione delle apparecchiature è prevista in container da 40' modificato e insonorizzato, all'interno del quale saranno ricavate due sale, una per l'impianto di depurazione e una per i quadri elettrici, divise da una parete a tenuta di gas.

A fianco del container saranno installati i sistemi di raffreddamento. Il biometano in uscita dall'impianto di upgrading è garantito conforme alle stringenti specifiche tecniche imposte dal trasportatore di rete Gas Naturale SNAM, secondo il codice di



rete UNI TS 11537 (2019).

Tabella 28 – Parametri di qualità garantiti per il biometano prodotto

Parametro	Unità di Misura	Valore	Natura parametro
Potere Calorifico Superiore	MJ / Sm ³	34,95 - 45,28	Fisica
Indice di Wobbe	MJ / Sm ³	47,31 - 52,33	Fisica
Densità relativa		0,555 - 0,7	Fisica
O ₂ (Ossigeno)	% mol	≤ 0,6	Chimica
CO ₂ (Anidride Carbonica)	% mol	≤ 2,5	Chimica
H ₂ S (Acido Solfidrico)	mg / Sm ³	≤ 5	Chimica
Si (Silicio)	mg / Sm ³	0,3 - 1	Chimica
CO (Monossido di Carbonio)	% mol	≤ 0,1	Chimica
NH ₃ (Ammoniaca)	mg / Sm ³	≤ 10	Chimica
Ammine	mg / Sm ³	≤ 10	Chimica
H ₂ (Idrogeno)	% Vol	≤ 1	Chimica
F (Fluoro)	mg / Sm ³	< 3	Chimica
CL (Cloro)	mg / Sm ³	< 1	Chimica
Zolfo (H ₂ S & COS)	mg / Sm ³	≤ 5	Chimica
Zolfo (Mercaptani)	mg / Sm ³	≤ 5	Chimica
Zolfo TOTALE	mg / Sm ³	≤ 20	Chimica

La porzione di off-gas residuo permeato dalle membrane è composta prevalentemente da CO₂ (98,5%) con un tenore di metano compreso tra 1 ÷ 0,5% e in esercizio viene riemesso in atmosfera. Si tratta in effetti di un bilancio nullo di emissione di CO₂ in atmosfera in quanto la stessa anidride carbonica era già presente nella matrice organica in ingresso (tipologia di impianti definiti *Carbon Neutral*).

Nel caso in cui si verificasse invece la rilevazione, dal sistema di analisi, di biometano non conforme, allora lo stesso sarà ricircolato dalla cabina Re.Mi. direttamente a monte del processo (digestione anaerobica e/o up-grading), previa miscelazione al 50% con la CO₂ prelevata sempre in uscita dall'upgrading tramite in modo tale da rimandarlo a monte con caratteristiche analoghe al biogas prodotto dalla digestione anaerobica.

4.3.3. Compressore booster del biometano ad alta pressione

Il biometano in uscita dalla sezione di upgrading soddisfa, come detto, tutti gli stringenti requisiti del trapiantatore di rete SNAM per quanto concerne la composizione chimico/fisica ed è dunque pronto per essere immesso nei carri bombolai previa compressione ed analisi qualitativa e volumetrica finale.



Per quanto riguarda la seconda compressione, si prevede l'adozione di un compressore non lubrificato a pistone con cilindri raffreddati ad acqua.

Grazie ad un elevato grado di flessibilità, il compressore è in grado di trattare una portata superiore all'aumentare della pressione in aspirazione, permettendo la possibilità di regolare la portata dell'intero sistema a seconda della produzione.

Si è prevista l'adozione di un controllo proporzionale, in grado di variare da 0 a 100% la portata. La velocità del compressore verrà regolata in modo idraulico per mantenerne costante la pressione assorbendo la potenza necessaria in ogni momento per trattare la portata di lavoro istantanea. In caso di produzione inferiore la portata verrà regolata automaticamente. Il compressore è completamente automatico e idoneo per azionarsi e ad arrestarsi in qualunque condizione di carico grazie all'utilizzo di un motore elettrico IE4 restando sotto pressione senza necessità di essere sfiatato ogni volta.

Un sistema di ricircolo ad acqua a circuito chiuso è stato previsto per garantire il raffreddamento dei compressori, del gas inter-stadio e in mandata, comprendente un radiatore e un gruppo di ricircolo.

In aspirazione e in mandata di ogni compressore si prevede inoltre l'installazione di valvole attuate pneumaticamente normalmente chiuse.



Figura 12 – Esempio di compressore ad alta pressione per il biometano



Tabella 29 – Sintesi dei dati di funzionamento della sezione di compressione ad alta pressione del biometano

Portata Biometano in ingresso	Sm ³ /h	≈ 310
Pressione Aspirazione (design)	barg	12 - 16
Pressione Aspirazione (operating)	barg	14
Pressione Mandata	barg	220
Potenza massima (design)	kW	37
Potenza in esercizio (operating)	kW	≈ 32
Consumo specifico <i>(riferito alla portata Biogas in ingresso)</i>	kW / Nm ³	0.05

4.3.4. Sezione di analisi e misura biometano

Il biometano, in linea con i criteri richiesti da SNAM e portato alla pressione di immissione, viene dunque avviato all'ultimo step di Analisi e Misura Fiscale. È prevista dunque l'installazione di una Cabina REMI di misura quantità/qualità fiscale biometano per immissione in rete di trasporto in accordo con il Codice di Rete e/o D. M. applicabili *UNI TR 11537/2019*, certificato di insieme in riferimento alla *Direttiva 2014/68/CE "PED"* (con immissione in rete attraverso caricamento su carri bombolai).

L'impianto è del tipo interrompibile (in linea singola, con la predisposizione per eventuale inserimento futuro di una seconda linea di filtraggio, regolazione) e viene alloggiato all'interno di un container suddiviso in due distinti locali:

- Zona sicura: in cui sono alloggiate le apparecchiature di controllo (PLC) e di alimentazione elettrica
 - Zona pericolosa: in cui sono alloggiate le apparecchiature di misura qualità e quantità del biometano prodotto, il punto di campionamento e i sistemi di filtrazione e controllo delle caratteristiche fisiche di pressione e temperatura.



Figura 13 – Esempio di cabina REMI alloggiata in cabinato in Cemento Armato Vibrato

L'immissione nella Rete Snam/distribuzione locale del biometano prodotto, come previsto dal *DM 2/03/2018 art. 2* e dalle *Procedure applicative per l'incentivazione del biometano del GSE*, sarà operata dalla sezione di impianto deputata. In particolare, secondo la norma UNI TS 11537-2019 per gli impianti di connessione alla rete che assolvono alla ricezione, misura e iniezione in rete dei volumi di biometano, la cabina REMI prevista si compone dei seguenti impianti:

- Misura dei volumi e delle portate di biometano consegnate (con finalità fiscale)
 - Controllo qualità biometano
 - Immissione in rete tramite carri bombolai.



Figura 14 – Particolare della componente di misura volumetrica all'interno della cabina REMI

Per quanto concerne la determinazione dei parametri di controllo della qualità del gas (descritti nella precedente tabella 25) viene effettuata, in accordo a quanto previsto dalle deliberazioni normative, secondo le seguenti modalità:

1. determinazione in continuo mediante installazione fissa di gascromatografi a funzionamento automatico e di specifici apparati di misura;
 2. determinazione in discontinuo mediante analisi di un campione di gas prelevato in campo (campionamento istantaneo) effettuata in laboratori accreditati SINAL o SIT o tramite rilevazione in campo.

In particolare, per quanto riguarda i parametri di Densità relativa, Indice di Wobbe e CO₂, viene effettuata nel rispetto della norma ISO 6976, sulla base della composizione chimica del gas naturale rilevata.

Per la determinazione degli altri parametri di qualità del gas, invece, viene effettuata, secondo le modalità di seguito riportate:

- La determinazione dell'ossigeno viene effettuata in discontinuo con frequenza trimestrale mediante analisi di laboratorio di un campione di gas prelevato in campo.
 - La determinazione dei composti solforati viene effettuata in discontinuo con frequenza mensile mediante analisi di laboratorio di un campione di gas



prelevato in campo.

- La determinazione dei Punti di Rugiada acqua viene effettuata in continuo mediante specifici apparati di misura.
- La determinazione dei Punti di Rugiada idrocarburi, viene effettuata in discontinuo con frequenza mensile tramite rilevazione in campo.

Per i parametri di qualità, non misurati in continuo, nel caso si rilevi un superamento dei limiti di specifica, le determinazioni verranno effettuate con frequenza quindicinale, a partire dal mese successivo a quello di superamento; nel caso in cui tali parametri rientrino nella norma per almeno due rilevazioni consecutive, verrà ripristinata la frequenza ordinaria.

L'impianto sarà costruito con tubazioni in acciaio senza saldature, aventi dimensioni in accordo alle ANSI B36.10, materiale API 5L Gr.B o ASTM A 106 o equivalenti, schedula STD. Tutte le tubazioni saranno pulite da polveri e resti di saldatura, con sabbiatura SA 2.5.

Le linee di impulso saranno in acciaio inossidabile, le relative connessioni saranno in acciaio al carbonio.

Le connessioni saranno realizzate con flange forgiate in acciaio di tipo welding neck RF/slip- on RF, materiale ASTM A105. La classe di pressione adottata per la stazione in oggetto sarà: ANSI 600# / ANSI 300# / ANSI 150# / PN 16.



Figura 15 – Particolare del piping e del sistema di supporto all'interno della cabina REMI



Completa la sezione il sistema di telecontrollo e telegestione dedicato. Viene dunque previsto il monitoraggio e l’acquisizione dei dati in continuo per la costante informazione di quanto si verifica in campo, permettendo la gestione tempestiva di eventuali anomalie. L’archiviazione e la gestione dei dati di portata e di qualità acquisiti avviene in conformità a quanto stabilito dalla normativa UNI-TS 11537/2019.

ORA	P.C.S. [kwh/sm ³]	P.C.I. [kwh/sm ³]	Wobbe s. [kwh/sm ³]	densità r. []	CO ₂ [%]	N ₂ [%]	CH ₄ [%]	C2+ [%]	O ₂ [%]	H ₂ S [ppm]	dewpoint H ₂ O [°C] @ 70bar
07:00	10,199	9,191	13,385	0,5806	2,621	0,107	97,272	0,000	0,178	1,88	-42,4
08:00	10,275	9,260	13,571	0,5734	1,870	0,124	98,006	0,000	0,190	1,78	-43,0
09:00	10,350	9,327	13,752	0,5666	1,181	0,096	98,723	0,000	0,152	1,73	-41,4
10:00	10,435	9,403	13,962	0,5586	0,325	0,146	99,529	0,000	0,135	1,72	-40,9
11:00	10,438	9,406	13,969	0,5584	0,321	0,118	99,561	0,000	0,140	1,83	-40,5
12:00	10,293	9,275	13,610	0,5720	1,742	0,088	98,170	0,000	0,175	1,91	-37,9
13:00	10,312	9,293	13,655	0,5705	1,599	0,043	98,357	0,000	0,151	1,41	-37,0
14:00	10,269	9,254	13,553	0,5741	1,943	0,113	97,944	0,000	0,183	1,76	-35,6
(8)											
Medie Giorno:	10,321	9,301	13,682	0,5693	1,450	0,104	98,445	0,000	0,163	1,75	-39,8
Report generato il: 25/05/2021 14:37:23											
Pag. 1 di 1											

Figura 16 – Esempio Report giornaliero composizione del gas

ORA	V _m Volumi misurati [m ³]	V _{mE} Volumi misurati in err. [m ³]	V _b Volumi corretti [sm ³]	E Energia [kwh]							
07:00	0	0	0	0							
08:00	1	0	14	139							
09:00	2	0	187	1922							
10:00	2	0	132	1368							
11:00	2	0	91	951							
12:00	1	0	91	946							
13:00	2	0	116	1200							
14:00	1	0	60	623							
(8)											
Totali Giorno:	11	0	691	7149							
Report generato il: 25/05/2021 14:33:10											
Pag. 1 di 1											

Figura 17 – Esempio Report giornaliero immissione in rete

4.3.5. Campionamento intermedio

In aggiunta al gas cromatografo integrato all’interno della cabina REMI per la misura con valore fiscale verrà inoltre installato un sistema di campionamento integrativo. I punti di questo campionamento vengono posizionati lungo la filiera di trattamento del biogas e produzione del biometano per permettere l’analisi in continuo e puntuale delle specie chimiche nei passaggi delicati del processo.

Questa sezione, non obbligatoria a fini fiscali per l’immissione in consumo del biometano, è comunque necessaria per la salvaguardia e l’estensione della vita utile



dei sistemi di filtrazione e degli scambiatori di calore previsti nel processo con un parallelo risparmio in termini di costi operativi.

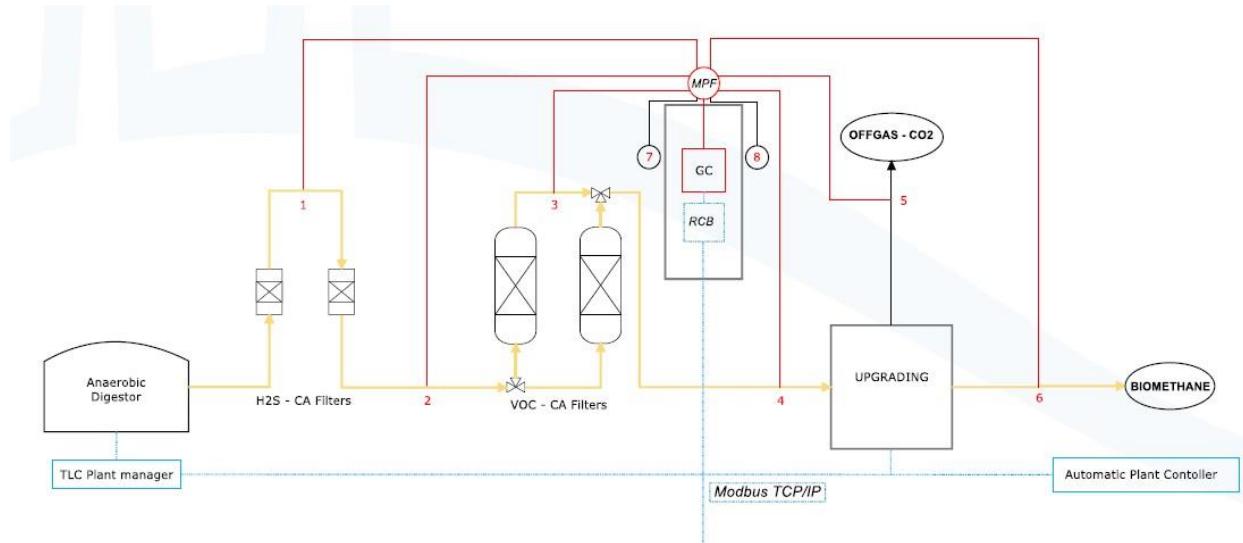


Figura 18 – Schema dei punti di campionamento del processo

Tabella 30 – Descrizione dei punti di campionamento del processo

Punto	Grandezza Misurata
1	Analisi di H ₂ S - biogas dopo il primo filtro H ₂ S
2	Analisi del biogas VOC- H ₂ S in ingresso al filtro CA
3	Analisi del biogas VOC- H ₂ S in uscita dal 1° filtro CA
4	Analisi dei VOC- H ₂ S -biogas in entrata al sistema di Upgrading
5	Analisi qualità CO ₂ o CH ₄ nell'atmosfera (methane slip)
6	Analisi qualità del biomethano (HHV, WI, R.Density, CO ₂ , H ₂ S, COS, O ₂ , H ₂ , ecc...)
7 e 8	Controllo e calibrazione automatica del gas standard
MPF	Sistema Sampling multi-posizione riscaldato
RCB	Controllo remoto BOX-Cloud-PLC-gestione online dell'impianto

I filtri a carboni attivi, ad esempio, sono il metodo più diffuso per eliminare le impurezze dal biogas prima di inviarlo alla fase di upgrading. Non esiste un modo semplice per verificare la saturazione dei carboni attivi, con conseguente riduzione della capacità di rimozione di VOC e H₂S nello specifico. Quando questo accade, si verificano una serie di problematiche di carattere gestionale come il rischio di avvelenamento delle membrane, un utilizzo indiscriminato dei chemicals, l'alterazione della qualità del biomethano nonché il rischio di limitare la portata di biomethano in rete tale da



influenzare negativamente i valori economici dell'impianto. Nel seguente grafico, ad esempio, si evince chiaramente come in poco più di 2 settimane il filtro a carboni attivi possa saturarsi permettendo dunque il passaggio dei COV e dell'H₂S presenti nel biogas a valle dello stesso, compromettendo la produzione di biometano conforme.

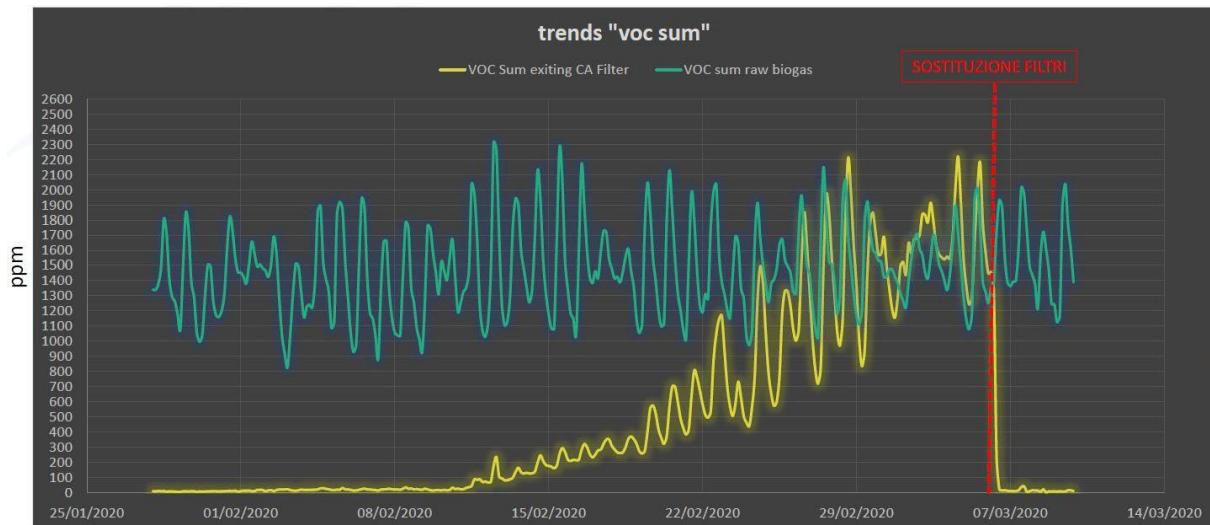


Figura 19 – Trend contenuto COV e saturazione filtri