



# **Università Politecnica delle Marche**

Facoltà di Ingegneria

Dipartimento di Scienze e Ingegneria della Materia, dell'Ambiente  
ed Urbanistica

Corso di Laurea in Ingegneria Civile

## **TESI DI LAUREA**

**Analisi sperimentali e progetto di processi e impianti per  
centri territoriali di valorizzazione di fanghi di  
depurazione municipali**

**Experimental analyses and design of processes and plants  
for territorial sewage sludge valorization centres**

**Relatore:**

Dott. Ing. Fatone Francesco

**Candidato:**

Radini Serena

**Correlatori:**

Dott. Ing. Eusebi Anna Laura

Dott. Ing. Frison Nicola

Anno Accademico 2018-2019

## Abstract

Sludge from wastewater treatment contains macro pollutants, heavy metals and pathogens that may cause serious impacts on human health and on the environment and make not feasible its reuse in agriculture. Moreover, the increase of the production and the high disposal costs make sludge treatment a critical issue for the correct management and plants sustainability. New technologies are developing to enhance operational performances of sludge line, decrease sludge volumes, valorise recoveries and reduce costs. A technological audit was performed to upgrade Salvatronda wastewater treatment plant, focusing on the integration of thermal hydrolysis unit before anaerobic digestion to increase biogas production and recovery. Thermal hydrolysis process enhances solubilisation and improves sludge dewaterability but may cause the formation of inorganic soluble refractory substances, that cannot be removed by biological processes and may have also inhibitory effects on bacterial population. Experimental analyses were carried out to characterize thermal hydrolysed sludge from Monza's WWTP carrying out analyses for biogas, refractory matter and grade of hydrolysis determination. Then, the feasibility of thermal hydrolysis process was evaluated for Salvatronda urban wastewater treatment plant, where It has been decided to implement a sludge centre that collects sludge from most of ATS company's territory. An energy balance was performed on Salvatronda plant in different scenarios, to evaluate electrical and thermal consumption and to analyse the achievable energy recoveries in the different configurations proposed.

## Contenuto

Il fango prodotto dal trattamento delle acque reflue contiene macroinquinanti, metalli pesanti e agenti patogeni che possono causare gravi impatti sulla salute umana e sull'ambiente e rendere non applicabile il suo riutilizzo in agricoltura. Inoltre, l'aumento di produzione e gli elevati costi di smaltimento rendono il trattamento dei fanghi un argomento di cruciale importanza per la corretta gestione e la sostenibilità degli impianti. Nuove tecnologie si stanno sviluppando per migliorare le efficienze di prestazione della linea fanghi, diminuire i volumi di fango prodotti, valorizzare i recuperi e minimizzare i consumi. È stato condotto un audit tecnologico per l'upgrading dell'impianto di trattamento delle acque reflue di Salvatronda, con particolare focus sull'inserimento nella linea fanghi dell'unità di idrolisi termica a monte della digestione anaerobica, per incrementare la produzione ed il recupero di biogas. Il processo di termoidrolisi aumenta la solubilità e migliora la disidratabilità del fango, ma può comportare la formazione di sostanze inorganiche solubili refrattarie, che non possono essere rimosse dai processi biologici e che potrebbero avere effetti inibenti sulla popolazione batterica. Sono state condotte analisi sperimentali per la caratterizzazione del fango termoidrolizzato proveniente dall'impianto di trattamento delle acque reflue di Monza, eseguendo analisi per il biogas, il materiale refrattario e per la determinazione del grado di idrolisi. Successivamente è stata valutata l'applicabilità del processo di idrolisi termica all'impianto di trattamento delle acque reflue urbane di Salvatronda, in cui si è deciso di implementare un centro di trattamento dei fanghi che raccolga il fango proveniente da gran parte del territorio gestito dalla compagnia ATS. È stato inoltre condotto un bilancio di energia sull'impianto di Salvatronda in diversi scenari, per valutare i consumi elettrici e termici e analizzare i recuperi energetici ottenibili nelle differenti configurazioni proposte.

## Sommario

1. Introduzione: scenari attuali di produzione, trattamento, valorizzazione e smaltimento di fanghi di depurazione in Italia e in Europa .....	11
2. Analisi sperimentale di processi ed impianti reali di termoidrolisi e valorizzazione del fango.....	17
2.1. Stato dell'arte .....	17
2.1.1. Effetti inibitori dell'azoto ammoniacale .....	21
2.1.2. Effetti inibitori dei composti organici refrattari .....	22
2.2. Materiali e metodi.....	23
2.2.1. Analisi su matrici liquide.....	23
2.2.2. Analisi sui fanghi: Specific Methanogenic Activity (SMA) .....	33
2.2.3. Analisi del biogas .....	33
2.2.4. L'impianto di trattamento di Monza .....	34
2.3. Analisi per la caratterizzazione del fango.....	35
2.3.1. Analisi sui campioni tal quali .....	36
2.3.2. Analisi sul fango secco .....	39
2.3.3. Analisi sul fango separato.....	40
2.3.4. Analisi sul fango filtrato.....	42
2.4. Sintesi dei risultati della caratterizzazione .....	46
2.5. Prove di biometanazione.....	50
2.6. Prove respirometriche.....	54
3. Analisi tecnico-scientifica di processi e impianti innovativi nel nuovo centro di valorizzazione fanghi di Castelfranco Veneto (località Salvatronda) .....	62
3.1. Audit tecnologico degli impianti di filtrazione primaria .....	64
3.1.1. Descrizione delle tecnologie di filtrazione primaria .....	64
3.1.2. Analisi comparativa .....	67
3.1.3. Valutazione e analisi comparativa tecnico economica.....	69
3.1.4. Analisi comparativa delle tecnologie di filtrazione primaria .....	74
3.2. Audit tecnologico degli impianti di idrolisi termica.....	79
3.2.1. Descrizione delle tecnologie di idrolisi termica.....	79
3.2.2. Analisi comparativa delle tecnologie di idrolisi termica.....	87
3.2.3. Valutazione e analisi comparativa tecnico economica.....	89
3.2.4. Analisi comparativa degli impianti di idrolisi termica .....	95
3.3. Audit tecnologico degli impianti di essiccamento termico .....	103
3.3.1. Descrizione delle tecnologie di essiccamento termico .....	103

3.3.2.	Valutazione e analisi comparativa tecnico economica.....	106
3.3.3.	Analisi comparativa delle tecnologie di essiccamento termico .....	112
3.4.	Audit tecnologico degli impianti di flottazione ad aria disciolta .....	119
3.4.1.	Descrizione delle tecnologie di flottazione .....	119
3.4.2.	Valutazione tecnico economica dell'offerta ricevuta.....	122
3.5.	Audit tecnologico degli impianti di recupero del fosforo.....	133
3.5.1.	Descrizione delle tecnologie di recupero del fosforo.....	134
3.5.2.	Valutazione e analisi comparativa tecnico economica.....	139
3.5.3.	Analisi comparativa delle tecnologie di recupero del fosforo.....	145
3.6.	Audit tecnologico degli impianti di trattamento odori .....	146
3.6.1.	Descrizione della tecnologia di biofiltrazione.....	146
3.6.2.	Descrizione della tecnologia di abbattimento con plasma atmosferico catalitico.....	148
3.6.3.	Valutazione e analisi comparativa tecnico economica.....	149
3.6.4.	Analisi comparativa delle tecnologie di trattamento degli odori.....	156
3.7.	Scenari di trattamento in linea fanghi a massima o incompleta potenzialità.....	157
4.	Bilancio di energia per l'intero impianto di trattamento di Salvatronda .....	159
4.1.	Consumi di energia elettrica dell'intero impianto integrato.....	159
4.2.	Produzione di energia elettrica nell'ipotesi di cogenerazione in presenza di idrolisi termica e digestione anaerobica .....	176
4.3.	Bilancio di energia elettrica .....	177
4.4.	Consumi di energia termica senza cogenerazione .....	177
4.5.	Produzione di energia termica senza cogenerazione.....	181
4.6.	Consumi e produzione di energia termica nell'ipotesi di cogenerazione in presenza di idrolisi termica e digestione anaerobica .....	182
4.7.	Bilancio di energia termica nell'ipotesi di cogenerazione in presenza di idrolisi termica e digestione anaerobica .....	183
4.8.	Bilancio energetico con l'ipotesi di valorizzare tutto il biogas recuperato in cogenerazione.....	184
4.9.	Sintesi del bilancio energetico globale degli scenari analizzati .....	185
5.	Conclusioni .....	187
6.	Bibliografia e sitografia.....	190

## Indice delle figure

<i>Figura 1: Modello di economia circolare versus modello di economia lineare</i> .....	12
<i>Figura 2: Strumento di titolazione Metrohm</i> .....	24
<i>Figura 3: Dettaglio del distillatore e del lavatore di gas tossici</i> .....	27
<i>Figura 4: Digestore, provettoni e condensatori utilizzati per la valutazione del COD</i> .....	29
<i>Figura 5: Spettrofotometro ONDA mod. UV-20</i> .....	30
<i>Figura 6: Curva risultante dall'analisi cationica di un campione di refluo</i> .....	31
<i>Figura 7: Conduttimetro portatile COND 70</i> .....	32
<i>Figura 8: Analisi del campione di biogas introdotto nella bombola tramite gas-cromatografo</i> .....	34
<i>Figura 9: Campioni per la misura del contenuto di solidi, da sinistra: A, B, C, D</i> .....	38
<i>Figura 10: Campioni essiccati a 105 °C, da sinistra: A, B, C, D</i> .....	38
<i>Figura 11: Campioni essiccati a 550 °C, da sinistra: A, B, C, D</i> .....	38
<i>Figura 12: Fango separato in uscita dalla termoidrolisi</i> .....	41
<i>Figura 13: Diluizioni progressive</i> .....	41
<i>Figura 14: Campione filtrato del fango in uscita dalla termoidrolisi</i> .....	43
<i>Figura 15: Campioni digeriti, da sinistra: bianco, D, C, A</i> .....	45
<i>Figura 16: Sintesi dei risultati di caratterizzazione</i> .....	46
<i>Figura 17: Sintesi dei risultati applicati allo schema di processo di Monza</i> .....	47
<i>Figura 18 Sintesi risultati applicati allo schema di processo di Salvatronda</i> .....	49
<i>Figura 19: Produzione di biogas</i> .....	52
<i>Figura 20: Produzione di metano</i> .....	53
<i>Figura 21: Contenuto di metano</i> .....	53
<i>Figura 22: Rese di produzione di biogas</i> .....	54
<i>Figura 23: Formazione di schiume sui campioni di fango A (sinistra) e fango B (destra)</i> .....	56
<i>Figura 24: Andamento N nel tempo, prova A</i> .....	59
<i>Figura 25: Andamento N nel tempo, prova B</i> .....	60
<i>Figura 26: Ripartizione dell'azoto organico per la prova A</i> .....	60
<i>Figura 27: Ripartizione dell'azoto organico per la prova B</i> .....	61
<i>Figura 28: Schema di progetto dell'impianto di Salvatronda e unità di processo analizzate</i> .....	63
<i>Figura 29: Filtri a tamburo (destra) e a disco (sinistra)</i> .....	65
<i>Figura 30: Filtro a nastro rotante</i> .....	66
<i>Figura 31: Curva granulometrica dei solidi in ingresso impianto</i> .....	70
<i>Figura 32: Idrolisi termica</i> .....	79
<i>Figura 33: Schema di idrolisi termica di Veolia Biothelys</i> .....	81
<i>Figura 34: Schema di idrolisi termica Cambi</i> .....	83
<i>Figura 35: Schema di processo Veolia Biothelys</i> .....	91
<i>Figura 36: Schema di processo Cambi</i> .....	92
<i>Figura 37: Schema di processo TurboTec</i> .....	95
<i>Figura 38: Essiccatore a nastro</i> .....	105
<i>Figura 39: Schema di processo Huber</i> .....	107
<i>Figura 40: Schema di processo Klein</i> .....	109
<i>Figura 41: Schema di processo Veolia</i> .....	110
<i>Figura 42: Flottazione ad aria disciolta</i> .....	121
<i>Figura 43: Deltafloat</i> .....	122
<i>Figura 44: Reattore Pearl</i> .....	140

<i>Figura 45: Tecnologia AirPrex</i> .....	143
<i>Figura 46: Punti di estrazione nell'impianto di Salvatronda</i> .....	150
<i>Figura 47: Consumi elettrici della linea acque</i> .....	172
<i>Figura 48: Consumi elettrici della linea fanghi</i> .....	173
<i>Figura 49: Consumi elettrici dell'impianto di Salvatronda</i> .....	174
<i>Figura 50: Consumi di energia termica senza cogenerazione</i> .....	181
<i>Figura 51: Consumi termici con ipotesi di cogenerazione da offerta Cambi</i> .....	183
<i>Figura 52: Consumi termici con cogenerazione completa</i> .....	185

## Indice delle tabelle

<i>Tabella 1: Effetti della termoidrolisi sulle concentrazioni</i> .....	19
<i>Tabella 2: Sintesi di letteratura sulle concentrazioni di inibizione</i> .....	21
<i>Tabella 3: Misure di pH</i> .....	37
<i>Tabella 4: Misure di conducibilità</i> .....	37
<i>Tabella 5: Contenuto di solidi</i> .....	37
<i>Tabella 6: Misura degli MLSS e degli MLVSS</i> .....	39
<i>Tabella 7: Misure di N % TS</i> .....	39
<i>Tabella 8: Misura del P % TS</i> .....	40
<i>Tabella 9: Misura del COD % TS</i> .....	40
<i>Tabella 10: Misure di alcalinità</i> .....	41
<i>Tabella 11: Misure dell'azoto ammoniacale</i> .....	42
<i>Tabella 12: Misura degli anioni</i> .....	43
<i>Tabella 13: Misura dei cationi</i> .....	43
<i>Tabella 14: Misura del COD solubile</i> .....	44
<i>Tabella 15: Misura del TKN</i> .....	45
<i>Tabella 16: Misura del P-PO<sub>4</sub></i> .....	45
<i>Tabella 17: Rapporti di idrolisi</i> .....	47
<i>Tabella 18: Carichi di massa per l'impianto di Monza</i> .....	48
<i>Tabella 19: Carichi di massa per l'impianto di Salvatronda</i> .....	49
<i>Tabella 20: Confronti delle concentrazioni con range di inibizione da letteratura</i> .....	50
<i>Tabella 21: Parametri per prove di biometanazione</i> .....	51
<i>Tabella 22: Caratterizzazione del fango di Falconara</i> .....	55
<i>Tabella 23: Concentrazioni prova A: NLR = 0,35 kgN/m<sup>3</sup></i> .....	56
<i>Tabella 24: Concentrazioni prova B: NLR = 0,17 kgN/m<sup>3</sup></i> .....	57
<i>Tabella 25: Consumi prova A: NLR = 0,35 kgN/m<sup>3</sup></i> .....	58
<i>Tabella 26: Consumi prova B: NLR = 0,17 kgN/m<sup>3</sup></i> .....	59
<i>Tabella 27: Confronto delle tecnologie di separazione dei solidi</i> .....	68
<i>Tabella 28: Portate di progetto</i> .....	69
<i>Tabella 29: Caratteristiche influente</i> .....	69
<i>Tabella 30: Curva granulometrica dei solidi in ingresso impianto</i> .....	70
<i>Tabella 31: Referenze Nordic Water</i> .....	72
<i>Tabella 32: Referenze Salsnes</i> .....	73
<i>Tabella 33: Referenze Veolia</i> .....	74
<i>Tabella 34: Confronto dei parametri delle tecnologie di filtrazione</i> .....	74
<i>Tabella 35: Confronti dei parametri di progetto per la filtrazione primaria</i> .....	76

<i>Tabella 36: Confronto consumi per la filtrazione primaria</i> .....	77
<i>Tabella 37: Confronto dei prezzi delle offerte di filtrazione primaria</i> .....	78
<i>Tabella 38: Referenze Veolia Exelys</i> .....	80
<i>Tabella 39: Referenze Veolia Biothelys</i> .....	82
<i>Tabella 40: Referenze Cambi</i> .....	84
<i>Tabella 41: Referenze TurboTec</i> .....	85
<i>Tabella 42: Referenze Newlisi</i> .....	85
<i>Tabella 43: Referenze Pondus</i> .....	86
<i>Tabella 44: Parametri di efficienza dell'idrolisi termica</i> .....	87
<i>Tabella 45: Parametri operativi per l'idrolisi termica</i> .....	88
<i>Tabella 46: Confronto dei dati di impianti in piena scala</i> .....	89
<i>Tabella 47: Caratteristiche dei fanghi primari, biologici e esterni in accumulo a monte dell'idrolisi termica</i>	90
<i>Tabella 48: Scenari Cambi a diverse temperature</i> .....	93
<i>Tabella 49: Rapporti COD/VS</i> .....	96
<i>Tabella 50: Differenza sui rapporti VS/TS utilizzati</i> .....	96
<i>Tabella 51: Disidratazione a monte dell'idrolisi termica</i> .....	96
<i>Tabella 52: Dati in ingresso all'idrolisi termica</i> .....	97
<i>Tabella 53: Consumo acqua per il processo di idrolisi termica</i> .....	97
<i>Tabella 54: Caratteristiche in uscita dall'idrolisi termica</i> .....	98
<i>Tabella 55: Parametri di digestione anaerobica</i> .....	98
<i>Tabella 56: Parametri di disidratazione finale</i> .....	99
<i>Tabella 57: Parametri di essiccamento</i> .....	99
<i>Tabella 58: Bilancio termico</i> .....	100
<i>Tabella 59: Bilancio termico con opzione di cogenerazione</i> .....	101
<i>Tabella 60: Confronto dei prezzi delle offerte di idrolisi termica</i> .....	102
<i>Tabella 61: Referenze Huber</i> .....	108
<i>Tabella 62: Referenze Klein</i> .....	109
<i>Tabella 63: Referenze Veolia</i> .....	111
<i>Tabella 64: Confronto dati di progetto per essiccamento</i> .....	113
<i>Tabella 65: Scenario di funzionamento Termoidrolisi + essiccatore HUBER: tempi di essiccamento con TS% in uscita fissato = 90%</i> .....	114
<i>Tabella 66: Scenario di funzionamento Termoidrolisi + essiccatore KLEIN: tempi di essiccamento con TS% in uscita fissato = 90%</i> .....	114
<i>Tabella 67: Scenario di funzionamento Termoidrolisi + HUBER: TS% in uscita a tempo di essiccamento fisso = 16 ore, corrispondente al TS% in ingresso richiesto da Huber (32% TS)</i> .....	115
<i>Tabella 68: Scenario di funzionamento Termoidrolisi + KLEIN: TS% in uscita a tempo di essiccamento fisso = 19 ore, corrispondente al TS% in ingresso richiesto da Klein (30% TS)</i> .....	115
<i>Tabella 69: Confronto dei consumi per l'essiccamento</i> .....	117
<i>Tabella 70: Confronto dei prezzi delle offerte per l'essiccamento</i> .....	118
<i>Tabella 71: Parametri di progetto per DAF</i> .....	119
<i>Tabella 72: Parametri operativi DAF</i> .....	121
<i>Tabella 73: Parametri operativi Deltafloat</i> .....	123
<i>Tabella 74: Potenze e consumi del DAF</i> .....	124
<i>Tabella 75: Confronto dei parametri operativi con i range di letteratura</i> .....	124
<i>Tabella 76: Capex e opex del DAF</i> .....	125
<i>Tabella 77: Parametri degli scenari integrati con DAF</i> .....	127



<i>Tabella 78: Scenario di funzionamento TH+DAF+HUBER: tempi di essiccamento con TS% in uscita fissato = 90%</i>	127
<i>Tabella 79: Scenario di funzionamento TH+DAF+KLEIN: tempi di essiccamento con TS% in uscita fissato = 90%</i>	127
<i>Tabella 80: Confronto degli scenari con e senza DAF</i>	128
<i>Tabella 81: Parametri operativi degli scenari con DAF</i>	129
<i>Tabella 82: Rapporti A/S</i>	130
<i>Tabella 83: Scenari DAF + HUBER</i>	131
<i>Tabella 84: Scenari DAF + KLEIN</i>	131
<i>Tabella 85: Confronto degli scenari con DAF</i>	131
<i>Tabella 86: Caratteristiche influente e effluente impianto</i>	133
<i>Tabella 87: Caratteristiche dei flussi di surnatanti</i>	134
<i>Tabella 88: Referenze NuReSys</i>	135
<i>Tabella 89: Referenze Pearl Ostara</i>	136
<i>Tabella 90: Referenze AirPrex</i>	137
<i>Tabella 91: Referenze Crystalactor</i>	137
<i>Tabella 92: Referenze Phosnix</i>	138
<i>Tabella 93: Referenze Seaborne</i>	138
<i>Tabella 94: Caratteristiche reattore Pearl Fx</i>	139
<i>Tabella 95: Caratteristiche dei flussi</i>	141
<i>Tabella 96: Efficienze di rimozione di Pearl Ostara</i>	141
<i>Tabella 97: Consumi di Pearl Ostara</i>	142
<i>Tabella 98: Costi dell'offerta Ostara</i>	142
<i>Tabella 99: Parametri di dimensionamento dei reattori AirPrex</i>	143
<i>Tabella 100: Fornitura AirPrex</i>	145
<i>Tabella 101: Dati di progetto per il trattamento odori</i>	146
<i>Tabella 102: Parametri operativi per la biofiltrazione</i>	147
<i>Tabella 103: Valori di carico per la biofiltrazione</i>	148
<i>Tabella 104: Volumi da trattare</i>	150
<i>Tabella 105: Parametri Aeris BTF</i>	151
<i>Tabella 106: Consumi di Aeris BTF</i>	152
<i>Tabella 107: Costi dell'offerta Aeris BTF</i>	152
<i>Tabella 108: Referenze Aeris</i>	153
<i>Tabella 109: Parametri Grinp Pair</i>	154
<i>Tabella 110: Parametri di progetto Pair</i>	155
<i>Tabella 111: Confronto delle offerte per la rimozione del fosforo</i>	156
<i>Tabella 112: Potenzialità massima, di progetto e residua delle sezioni di Termoidrolisi e di Essiccamento</i>	157
<i>Tabella 113: Quantità fanghi extra trattabili dalla linea fanghi</i>	158
<i>Tabella 114: Potenzialità massima raggiungibile dalla linea fanghi nei diversi scenari</i>	158
<i>Tabella 115: Consumi elettrici della linea acque</i>	159
<i>Tabella 116: Consumi elettrici della linea fanghi</i>	164
<i>Tabella 117: Consumi elettrici dell'impianto di Salvatronda</i>	170
<i>Tabella 118: Incidenza dei consumi elettrici</i>	170
<i>Tabella 119: Consumi elettrici specifici</i>	175
<i>Tabella 120: Produzione di energia elettrica nell'ipotesi di cogenerazione da offerta Cambi</i>	177
<i>Tabella 121: Bilancio di energia elettrica</i>	177

<i>Tabella 122: Consumi termici della linea fanghi senza cogenerazione .....</i>	<i>178</i>
<i>Tabella 123: Fabbisogno energetico per il fermentatore .....</i>	<i>178</i>
<i>Tabella 124: Fabbisogno energetico per il riscaldamento dell'acqua di diluizione a monte della termoidrolisi .....</i>	<i>179</i>
<i>Tabella 125: Richiesta di calore per il digestore .....</i>	<i>180</i>
<i>Tabella 126: Recupero di energia termica nella linea fanghi senza cogenerazione .....</i>	<i>181</i>
<i>Tabella 127: Produzione di energia elettrica nell'ipotesi di cogenerazione da offerta Cambi .....</i>	<i>182</i>
<i>Tabella 128: Bilancio di energia termica .....</i>	<i>183</i>
<i>Tabella 129: Bilancio termico nell'ipotesi di cogenerazione completa.....</i>	<i>184</i>
<i>Tabella 130: Bilancio energetico .....</i>	<i>185</i>

## 1. Introduzione: scenari attuali di produzione, trattamento, valorizzazione e smaltimento di fanghi di depurazione in Italia e in Europa

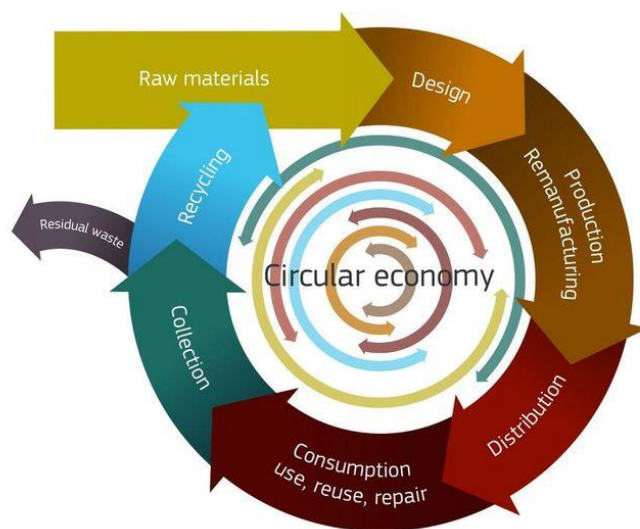
La seguente tesi ha l'obiettivo di esporre un'analisi dettagliata sulle metodologie sviluppate per lo studio e l'analisi dei processi di ottimizzazione per la gestione e l'upgrading dei centri territoriali di trattamento e valorizzazione di fanghi di depurazione.

I fanghi provenienti dagli impianti di depurazione possono contenere contaminanti organici, metalli pesanti e agenti patogeni, pertanto il loro trattamento è di fondamentale importanza per la salvaguardia della salute umana e la tutela dell'ambiente. Nei paesi membri dell'Unione Europea sono stati prodotti 11,8 milioni di tonnellate di solidi dal fango degli impianti di trattamento delle acque reflue nel 2010 e si stima che nel 2020 le tonnellate prodotte saliranno fino a 13 milioni. Ogni giorno vengono prodotti 90 grammi di fango secco pro capite. I trattamenti della linea fanghi richiedono circa il 50 % del fabbisogno energetico e sono responsabili del 40 % delle emissioni di gas serra di un impianto. I centri di trattamento delle acque reflue si sono sviluppati negli anni, non solo grazie allo sviluppo di nuove tecnologie, che hanno permesso di ottenere livelli di depurazione sempre maggiori, ma anche per merito dell'inserimento di nuovi obiettivi tra le finalità del trattamento, come l'efficientamento energetico ed il recupero di materie. Dall'essere considerato strettamente un problema di tipo igienico-sanitario, il concetto di trattamento delle acque reflue si è evoluto e si è esteso, comprendendo anche altri aspetti non secondari, come la tutela dell'ambiente, il risparmio energetico ed il recupero delle risorse.

Il cambiamento dell'approccio alla tematica della depurazione rientra nell'ottica globale del passaggio dal sistema economico di tipo lineare all'economia circolare. Recentemente infatti si sta sviluppando un nuovo modello secondo il quale la catena economica, che prima seguiva il percorso lineare del "take-make-dispose", ovvero di estrazione, produzione, consumo e smaltimento, possa richiudersi in un circolo, trasformando il concetto di fine vita di un prodotto nella possibilità di riutilizzo e di recupero. Attraverso il riuso e il riciclo infatti è possibile dare nuova vita a beni di consumo altrimenti destinati allo smaltimento e reintegrarli nei processi produttivi. L'economia circolare permette di superare il concetto di rifiuto secondo il criterio dell'"end of waste", per cui, anche dopo il suo utilizzo, il prodotto non diventa rifiuto ma rimane una risorsa.

Anche il settore idrico è stato interessato dalla nuova visione dell'economia circolare, nella progettazione di attività innovative e nella gestione di quelle esistenti. Le infrastrutture e i servizi

operativi vengono ottimizzati per ridurre i consumi energetici e minimizzare gli sprechi, mentre al contempo si ricercano processi innovativi che permettano l'efficientamento delle prestazioni e il recupero delle risorse. La gestione degli impianti è diventata sempre più attenta all'ottimizzazione dei processi, cercando di efficientare le operazioni già presenti e inserendo tecnologie all'avanguardia all'interno dello schema di flusso. Sono stati sviluppati trattamenti sempre più spinti, per migliorare la qualità dell'effluente e minimizzare gli impatti ambientali sui corpi idrici recettori a valle, ottenendo all'uscita acqua chiarificata e depurata da sostanze inquinanti e da batteri.



**Vs**

Linear economy



Figura 1: Modello di economia circolare versus modello di economia lineare

L'evoluzione del concetto di depurazione si è estesa anche a quei flussi che prima erano considerati secondari, come la linea fanghi ed il trattamento odori. Complice l'aumento dei costi di smaltimento, sono state sviluppate nuove tecnologie per minimizzare le quantità di solidi da convogliare in discarica, cercando di recuperare più risorse possibili dal fango proveniente dalla linea acque. La linea fanghi costituisce l'insieme delle unità di processo all'interno degli impianti di trattamento che si occupa della matrice solida separata durante le fasi di trattamento e purificazione dell'acqua reflua. Le tecniche di lavorazione più diffuse consistono nella separazione solido-liquido dell'acqua contenuta nella matrice fangosa e nella digestione per la riduzione dei solidi ed il recupero di biogas.

Negli impianti di trattamento delle acque reflue urbane possono essere prodotti tre differenti tipologie di fango:

1. Il fango primario, proveniente dai trattamenti fisici di grigliatura, desabbiatura, disoleatura, filtrazione e sedimentazione primaria, ha in genere un contenuto in secco del 2 – 9 % TS;
2. Il fango secondario, prodotto dai trattamenti biologici, ha un minore contenuto di solidi, compreso tra lo 0,8 e il 3,3 % TS, ma ha un livello più elevato di nutrienti. La sua frazione organica contiene carbonio per il 50 – 55 %, ossigeno tra il 25 e il 30%, azoto per il 10 – 15 %, idrogeno per il 6 – 10 %, fosforo tra l'1 e il 3 % e zolfo per il 0,5 – 1,5%;
3. Il fango terziario, ottenuto dai trattamenti terziari di rimozione dei nutrienti azoto e fosforo;
4. Il fango chimico, prodotto dalle unità di trattamento che richiedono il dosaggio di reagenti, coagulanti o flocculanti e che potrebbe contenere quantità non trascurabili di metalli, a seconda dei chemicals utilizzati.

In genere i diversi flussi di fango vengono convogliati in un'unica linea che prevede l'ispessimento, la stabilizzazione anaerobica o aerobica, la disidratazione meccanica e, per gli impianti di taglia maggiore, il trattamento termico di essiccamento o incenerimento. La tematica del trattamento dei fanghi degli impianti di depurazione rappresenta un problema se si affronta la gestione sotto l'ottica dell'attuale economia lineare dello scarto, ma può invece essere vista come un'opportunità di recupero se si sceglie di applicare i principi dell'economia circolare. Il fango infatti è una fonte di energia e di risorse, come il carbonio e i nutrienti, che possono essere recuperati e riutilizzati in un nuovo ciclo produttivo. Le possibili applicazioni per il trattamento del fango sono molto versatili, dal riutilizzo della materia grezza nel settore agricolo al riciclo come fonte di energia.

La linea fanghi ha assunto un peso sempre più rilevante all'interno degli impianti, perché è un comparto la cui gestione influisce notevolmente sul bilancio globale e che al contempo ha grandi potenzialità di sviluppo per il recupero di risorse, che altrimenti verrebbero considerate come materia di scarto e quindi costi per lo smaltimento. Le tecniche di smaltimento più frequenti prevedono l'incenerimento, la messa in discarica, lo scarico a mare, il riutilizzo in agricoltura, direttamente o dopo il compostaggio, e il riutilizzo per la produzione di cemento, mattoni e asfalto. Nell'Unione Europea circa il 40 % del fango prodotto è destinato al riutilizzo in agricoltura, anche se ogni Paese ha adottato criteri diversi per determinare le caratteristiche di idoneità allo spandimento. Nonostante gli elevati impatti ambientali e gli alti costi di smaltimento, in Italia nel 2009 si è registrato un aumento della quantità di fango destinata alla discarica. Altri Stati membri, come la Germania e la Danimarca, hanno preferito la tecnologia di incenerimento, per ridurre i

volumi e produrre energia. La ricerca del metodo di trattamento più efficiente ha condotto allo sviluppo di tecnologie da applicare agli impianti di trattamento per ridurre i volumi di scarto e massimizzare i recuperi di risorse e di energia. Tra i sistemi di trattamento più utilizzati, la digestione anaerobica permette la produzione di energia, attraverso la conversione di solidi volatili in biogas, la rimozione degli agenti patogeni e la stabilizzazione dei solidi. Inoltre, è un'applicazione versatile e adattabile anche alla codigestione dei rifiuti organici. Il processo si sviluppa in quattro fasi: idrolisi, acidogenesi, acetogenesi e metanogenesi. Poiché il primo step è quello critico che governa l'intero processo, sono stati sviluppati dei pretrattamenti per, come l'idrolisi termica, l'ozonizzazione, l'idrolisi alcalina, la lisi enzimatica, il congelamento e scongelamento, la disintegrazione meccanica, l'omogeneizzazione ad alta pressione, il trattamento a ultrasuoni, l'irradiazione a microonde e il pretrattamento fotocatalitico per accelerare la fase di idrolisi. Anche la digestione aerobica permette la stabilizzazione dei fanghi, sotto determinate condizioni di aerazione, di temperatura e di tempo di ritenzione. Il compostaggio invece è un'altra tecnica di trattamento che consente la produzione di fertilizzante organico o ammendante da riutilizzare in agricoltura, regolando le condizioni di pH, del rapporto carbonio/azoto e di umidità. Negli impianti di trattamento delle acque reflue urbane, la tecnologia maggiormente applicata è la digestione anaerobica, poiché permette la produzione di biogas, generalmente costituito per il 50 – 70 % da metano e per il 30 – 50 % da anidride carbonica, oltre alla stabilizzazione dei fanghi. Il pretrattamento di idrolisi termica può incrementare le rese di produzione di biogas del 21 – 31 % e la combinazione dei due processi può essere applicata per integrare un sistema di cogenerazione per la produzione di energia elettrica e termica dal biogas.

Oltre alla produzione di energia, il fango può essere considerato una risorsa per il recupero di alcune sostanze in esso contenute, che possono essere reintrodotti nel ciclo produttivo come nuove materie prime. In primo luogo, il fango è una buona fonte di nutrienti, poiché contiene circa il 2,4 – 5 % di azoto e lo 0,5 – 0,7 % di fosforo, che possono essere riutilizzati per produrre fertilizzanti o ammendanti agricoli. In particolare, il recupero del fosforo è un obiettivo particolarmente ricercato, essendo una risorsa non rinnovabile. Uno dei processi più utilizzati è la cristallizzazione e il recupero sottoforma di struvite, utilizzabile in agricoltura come fertilizzante a basso rilascio. Il fosfato può essere recuperato anche mediante sequenze di assorbimento e di desorbimento o tramite trattamenti chimici. Attraverso processi di fermentazione è possibile produrre COD rapidamente biodegradabile, da poter riutilizzare nei processi biologici della linea acque in sostituzione di fonti esterne da acquistare. I metalli pesanti contenuti nei fanghi, che rappresentano un ostacolo al loro

riutilizzo in agricoltura, possono essere recuperati tramite processi a ultrasuoni, pirolisi, gassificazione o microonde. Possono essere prodotti materiali da costruzione dalle ceneri dei trattamenti termici o materiali assorbenti dai residui in uscita dalla pirolisi. Inoltre, si stanno sviluppando applicazioni per il recupero di proteine e di enzimi dal fango.

Anche l'efficientamento energetico è diventato un obiettivo primario per le utilities che gestiscono gli impianti di trattamento, che devono cercare di rispettare i limiti di concentrazione sempre più restrittivi stabiliti dalle normative e al contempo contenere i costi. Oltre a ridurre i consumi utilizzando macchinari moderni ed efficienti, l'energia prodotta in linea fanghi sottoforma di biogas e di calore può essere riutilizzata nella cogenerazione per la produzione di energia elettrica, nei sistemi di teleriscaldamento o ceduta alle operazioni che necessitano di calore.

Negli ultimi anni anche il trattamento degli odori si è sviluppato per far fronte alle nuove esigenze di minimizzare gli impatti, sia da un punto di vista delle emissioni, sia per quanto riguarda la percezione e l'accettazione degli impianti da parte della popolazione.

Gli impianti di trattamento delle acque reflue più efficienti non si limitano a rispettare i limiti normativi, ma cercano soluzioni innovative per l'ottimizzazione dei processi da un punto di vista prestazionale, energetico e di sostenibilità.

Nel presente lavoro si vuole fornire un supporto tecnico-scientifico per l'ingegneria di processo relativa all'upgrading dell'impianto di depurazione di Castelfranco Veneto, in località Salvatronda, con un particolare focus sulla linea fanghi. Sono state analizzate e confrontate diverse tecnologie da poter inserire nello schema di processo, valutandone le efficienze prestazionali ed energetiche ed analizzando i possibili impatti sulle operazioni unitarie a valle. Per la linea acque si è valutata l'ipotesi di sostituzione dei sedimentatori primari esistenti con dei filtri per la separazione dei solidi dal flusso liquido. Per quanto riguarda l'upgrading della linea fanghi invece sono state analizzate le tecnologie di idrolisi termica, di essiccamento, di flottazione ad aria disciolta dei surnatanti e di rimozione del fosforo. Inoltre, sono stati valutati i sistemi per il trattamento degli odori e dei contaminanti gassosi emessi dalle diverse unità dell'impianto. Infine, è stato condotto un bilancio energetico per valutare i consumi elettrici e termici delle diverse operazioni unitarie e per analizzare nei diversi scenari di progetto ipotizzati le produzioni e i recuperi energetici ottenibili. Essendo la tecnologia più impattante sia da un punto di vista economico che delle possibili conseguenze sull'intera configurazione della linea fanghi a valle, particolare attenzione è stata posta nei confronti del processo di idrolisi termica. La tecnologia di idrolisi termica si inserisce nello schema di processo della linea fanghi come pretrattamento alla digestione anaerobica, per incrementare la

biodegradabilità del fango, migliorare le rese di produzione di biogas, ridurre i tempi di ritenzione, migliorare la disidratabilità del fango e diminuire i volumi in uscita. Il processo di termoidrolisi rompe le pareti cellulari del fango e rilascia disciolti i composti organici extracellulari ed intracellulari, pronti ad essere trasformati in biogas nella successiva fase di digestione. Sebbene comporti numerosi vantaggi, potrebbe però provocare delle criticità alle operazioni unitarie a valle a causa dell'elevato carico di sostanze disciolte nella matrice liquida del fango ed inoltre richiede un fabbisogno di energia termica non trascurabile per la produzione di vapore per il riscaldamento del fango. È stata quindi condotta un'analisi sperimentale su campioni di fango prelevati da un impianto in cui è già installata la tecnologia di idrolisi termica, per poter valutare le caratteristiche di biodegradabilità e stimare gli eventuali impatti sulle operazioni unitarie a valle. Sono state eseguite le analisi per la caratterizzazione delle concentrazioni delle principali sostanze contaminanti contenute nel fango ai diversi step di processo, lungo la linea di trattamento. Successivamente sono state condotte delle prove sperimentali di biometanazione per ottenere una stima delle rese di produzione della digestione anaerobica e delle prove respirometriche, per valutare il frazionamento dell'azoto disciolto contenuto nella matrice liquida del fango in uscita dall'idrolisi termica. Dopo aver valutato l'inserimento delle nuove tecnologie di trattamento nello schema di processo dell'impianto, è stato condotto l'audit energetico dell'impianto per quantificare i consumi energetici e poter stimare gli eventuali recuperi nei diversi scenari di progetto, per poter valutare la configurazione più efficiente da applicare all'impianto di trattamento di Salvatronda.



## 2. Analisi sperimentale di processi ed impianti reali di termoidrolisi e valorizzazione del fango

Per poter valutare gli effetti dell'inserimento di un processo di idrolisi termica nella linea fanghi di un impianto di trattamento delle acque reflue urbane sullo schema di processo globale, sono stati analizzati dei campioni di fango provenienti dall'impianto di Monza, che ha recentemente inserito una fase di termoidrolisi tra le operazioni unitarie per il trattamento in linea fanghi. Sono stati effettuati dei prelievi da quattro diversi punti lungo lo schema di processo della linea fanghi, rispettivamente a monte della predisidratazione, a monte del reattore di idrolisi termica, a valle della termoidrolisi e a valle della digestione anaerobica. I campioni sono stati analizzati per determinare le concentrazioni dei principali macroinquinanti nelle diverse frazioni, per ottenere la caratterizzazione ai diversi step di trattamento. I risultati ottenuti sono stati integrati con i dati di portata dello schema di processo dell'impianto di Salvatronda, per valutare se i flussi di diluizione a valle della termoidrolisi fossero sufficienti a garantire carichi di contaminanti in ingresso alla digestione anaerobica inferiore alle soglie reperite in letteratura. Sono anche state effettuate delle prove respirometriche, per valutare il frazionamento delle diverse forme di azoto disciolto nel fango termoidrolizzato e sono state eseguite delle prove di biometanazione per valutare la produzione di biogas.

### 2.1. Stato dell'arte

Il processo di idrolisi termica è un pretrattamento applicato ai fanghi a monte della digestione anaerobica che permette la solubilizzazione e la disgregazione delle sostanze in elementi più semplici e quindi più facilmente degradabili. La fase di idrolisi infatti è la prima dei quattro step in cui si suddivide il processo di digestione anaerobica e molto spesso è lo stadio limitante. Il pretrattamento di idrolisi termica permette di scomporre sostanze organiche complesse in composti solubili a minore peso molecolare, più adatti ad essere biodegradati. Le pareti cellulari del fango vengono rotte e il loro contenuto viene rilasciato in soluzione, diventando prontamente disponibile per la crescita microbica e l'attività metabolica dei batteri.

L'applicazione del processo di idrolisi termica comporta numerosi vantaggi sulle operazioni a valle, in quanto permette di aumentare il carico in ingresso alla digestione, favorisce la biodegradabilità del fango, incrementa la produzione di biogas, riduce i tempi di digestione, aumenta la disidratabilità e diminuisce la quantità di materiale da smaltire. Il fango termoidrolizzato inoltre è privo di sostanze

patogene, è sterile e soddisfa i requisiti dell'agenzia di protezione dell'ambiente EPA per l'assegnazione della classe A.

L'inserimento dell'operazione di idrolisi termica comporta tuttavia una più complessa gestione dello schema di processo della linea fanghi. A monte è necessario un ispessimento dinamico per garantire un contenuto in secco dei fanghi in ingresso del 16 – 18 %, è richiesta l'installazione di una caldaia per fornire il vapore necessario al processo e il fango in uscita dalla termoidrolisi deve essere raffreddato prima di essere alimentato alla digestione anaerobica. Nel fango processato aumentano la concentrazione di ammoniaca e la potenziale presenza di materiale refrattario.

Le condizioni operative ottimali riscontrate dai ricercatori, studiando range di temperature tra i 60 °C e i 275 °C mantenute per intervalli di tempo variabili tra 10 e 180 minuti, suggeriscono un valore di temperatura compreso tra 160 e 180 °C, per un periodo di tempo di 20 – 40 minuti.

L'aumento della temperatura di reazione fino ai valori ottimali migliora la digeribilità anaerobica dei fanghi, ne riduce la viscosità, aumenta la solubilità dei carboidrati e delle proteine, riduce la dimensione media delle particelle, ma al contempo aumenta il potenziale di formazione dei composti refrattari dei principali inquinanti, come COD e azoto, e modifica il colore del fango. Il surnatante a valle della digestione anaerobica è caratterizzato da un elevato contenuto di materiale colloidale e sostanze organiche. Oltre le temperature di reazione ottimali la produzione di materiale refrattario aumenta significativamente, il colore si scurisce e si riscontra una riduzione della digeribilità anaerobica dei fanghi a valle.

La solubilità aumenta in modo proporzionale con la temperatura. Mantenendo una temperatura di idrolisi di 160 °C per 80 minuti, infatti, si può ottenere una riduzione dei solidi del 27 %. La solubilità del COD, dei carboidrati e delle proteine aumenta con andamento pressoché lineare all'aumentare della temperatura di reazione, mentre quella dei lipidi subisce un'influenza minore. Per questo motivo i fanghi biologici, ricchi di carboidrati e proteine, sono più adatti per il trattamento termico di idrolisi rispetto ai fanghi primari, sebbene questi ultimi, avendo un contenuto maggiore di lipidi, producano più VFA dalla scomposizione dei grassi insaturi. Anche la caduta di pressione incrementa la solubilità dei carboidrati, delle proteine e dei lipidi.

Il contenuto di azoto ammoniacale aumenta del 600 – 1675 % rispetto al fango non trattato. Si registra inoltre un incremento della concentrazione di azoto organico disciolto nel fango attivo, che aumenta all'aumentare della temperatura nel reattore di idrolisi, da circa 2000 mg/l a 140 °C a circa 3000 mg/l per temperature di 165 °C. Ciò comporta un aumento del carico di azoto all'effluente, dato che l'azoto organico disciolto in genere non può essere biodegradato. Sono stati registrati

aumenti delle concentrazioni di azoto organico disciolto nell'effluente in uscita dall'impianto da 1,8 mg/l a 2,8 mg/l, corrispondenti ad un incremento del 36 %.

La produzione di ammoniaca e di acidi grassi volatili dall'idrolisi delle proteine e dei lipidi causa variazioni di pH. In particolare, lo sviluppo di acidi grassi a catena corta provoca l'acidificazione del fango e la riduzione del pH.

All'aumentare della temperatura si registra anche la conversione dei carboidrati in materiale refrattario, in quantità equivalenti a 11 kg COD/t TS del fango disidratato. Durante il processo di idrolisi termica il fango assume una colorazione marrone scura, a causa della produzione di composti colorati recalcitranti e di melanoidi, che possono inficiare la biodegradabilità e la produzione di metano. La variazione di colore è più evidente all'aumentare della temperatura di reazione. Anche l'adsorbanza a 254 nm aumenta con la temperatura di idrolisi.

I principali effetti del processo di idrolisi termica sulle concentrazioni delle sostanze contenute nei fanghi sono riassunti in Tabella 1.

Tabella 1: Effetti della termoidrolisi sulle concentrazioni

Componenti		Fango grezzo	Fango termoidrolizzato	Rapporto di idrolisi	Riduzione %
VSS	g/l	66,00 ± 5,08	37,39 ± 4,66		43,35
pH	-	7,13 ± 0,45	5,40 ± 0,13		24,26
Alcalinità	gCaCO <sub>3</sub> /l	0,67 ± 0,35	4,23 ± 1,26	6,31	
CODs	g/l	2,11 ± 0,78	44,41 ± 3,39	21,05	
Proteine nel particolato	g/l	47,52 ± 2,39	21,69 ± 4,36		54,36
Carboidrati nel particolato	g/l	1,87 ± 2,36	22,07 ± 6,00	11,80	
Carboidrati disciolti	g/l	0,60 ± 0,03	4,54 ± 1,29	7,57	
VFA	g/l	0,25 ± 0,28	9,26 ± 1,60	37,04	
Azoto organico particolato	g/l	5,98 ± 1,87	4,21 ± 1,93		29,60
Azoto organico disciolto	g/l	0,06 ± 0,02	2,74 ± 0,57	45,67	
Azoto ammoniacale	g/l	0,27 ± 0,02	2,51 ± 0,39	9,30	
Fosforo particolato	g/l	1,94 ± 0,18	1,06 ± 0,11		45,36
Fosforo organico disciolto	g/l	0,07 ± 0,06	1,35 ± 0,15	19,29	
Fosfati	g/l	0,016 ± 0,01	0,11 ± 0,08	6,875	
Zolfo	g/l	1,50 ± 0,19	0,23 ± 0,08		84,67
Solfuro disciolto	mg/l	1,88 ± 0,45	5,46 ± 0,81	2,90	
Solfuro particolato	mg/l	0	0,30 ± 0,07		

Il pretrattamento di idrolisi termica modifica le proprietà reologiche del fango, riducendone la viscosità, e permette di incrementare il carico in ingresso alla digestione anaerobica, con range tipici di 5 – 6 kg VS/m<sup>3</sup>d. La viscosità infatti determina il grado di interazione tra le particelle e i fiocchi della miscela ed è un indice del grado di solubilizzazione delle sostanze presenti nel fango. Con la riduzione della viscosità diminuisce anche la richiesta di energia da fornire alle successive operazioni unitarie, come il pompaggio e la miscelazione dei fanghi.

Durante la digestione anaerobica dei fanghi che hanno subito il pretrattamento di idrolisi termica si registra un aumento del rilascio degli acidi grassi volatili VFA, che per i fanghi primari è circa 4 – 7 volte maggiore rispetto a quelli biologici, a causa dell'idrolisi dei lipidi insaturi. Il picco di concentrazione dei VFA può comportare la riduzione del pH, con possibili conseguenze negative sulla popolazione batterica della digestione anaerobica.

Il surnatante dalla centrifuga del fango idrolizzato e digestato risulta avere un contenuto di COD di circa 1/3 maggiore e un contenuto di ammoniaca 3 volte più alto rispetto a quello del fango solamente digestato.

Le rese di produzione di biogas aumentano rispetto a quelle del fango non pretrattato, con un picco che si verifica nei primi 10 giorni, sebbene non si riscontrino differenze evidenti nelle 24 ore iniziali. Gli incrementi di produzione sono più marcati se il fango da digerire è prevalentemente di tipo biologico e la produzione di energia aumenta di circa il 25 % rispetto al fango non pretrattato. La produzione di biogas presenta un picco in corrispondenza delle condizioni ottimali di circa 140 - 160 °C, per poi decrescere all'aumentare della temperatura oltre la soglia ottimale. Incrementare ulteriormente la temperatura di reazione comporta infatti la comparsa di sostanze inibenti al processo di digestione, che provocano cali nelle rese di produzione.

Il processo di idrolisi termica modifica le proprietà reologiche del fango e migliora la disidratabilità di circa il 10 %. Il trattamento di termoidrolisi degrada le proteine e i polissaccaridi contenuti all'interno delle sostanze polimeriche extracellulari EPS, che costituiscono circa l'80 % del fango attivo, e ne riduce la capacità di ritenzione. Inoltre, promuove la flocculazione delle particelle in fiocchi fini. La predisposizione del fango ad essere disidratato incrementa in modo lineare all'aumentare della temperatura di reazione. La distruzione dei solidi volatili e il miglioramento delle caratteristiche di disidratabilità comportano di minori quantità di fango da gestire e con un minore contenuto d'acqua.

Sono stati ricercati i potenziali impatti del processo di termoidrolisi sulle operazioni unitarie a valle, in special modo sulla digestione anaerobica. L'eccessivo incremento delle sostanze ammoniacali e

carboniose disciolte nel fango processato può infatti provocare inibizioni ai batteri responsabili della digestione anaerobica. Le concentrazioni di inibizione indicate dalla letteratura variano tra range molto ampi e dipendono da numerosi fattori, quali il pH, il tipo di substrato e l'acclimatazione della biomassa.

Di seguito si riporta una sintesi dei principali valori di inibizione individuati nella letteratura.

Tabella 2: Sintesi di letteratura sulle concentrazioni di inibizione

Parametri		Valore minimo	Riferimenti letteratura	Valore massimo	Riferimenti letteratura	Media
N-NH <sub>4</sub>	mg/L	2700	Astals et al., 2018	4800	Astals et al., 2018	3750
NH <sub>4</sub>	mg/L	1670	Barber, 2016. Lay et al., 1998	3720	Barber, 2016. Lay et al., 1998	2695
NH <sub>3</sub>	mg/L	150	Barber, 2016. McCarty and McKinney, 1961	620	Barber, 2016. Chen et al., 2014	385
N-NH <sub>3</sub>	mg/L	15	Astals et al., 2018	138	Lu et al., 2018	76,5
TAN	mg/L	1700	Yenigün et al., 2013	6000	Barber, 2016. Lay et al., 1998	3850
COD refrattario	kgCOD/tTS	11	Barber, 2015			11
CODr/CODin	%	0,75	Barber, 2016	1	Barber, 2016	0,875

### 2.1.1. Effetti inibitori dell'azoto ammoniacale

Lo ione ammonio NH<sub>4</sub><sup>+</sup> e l'ammoniaca libera NH<sub>3</sub>, anche detta FAN, sono le due principali forme dell'azoto inorganico ammoniacale, che è un nutriente essenziale per la crescita dei batteri, ma che, se presente in concentrazioni elevate, potrebbe inibire la fase di metanogenesi del processo di digestione anaerobica. Oltre ad essere naturalmente presente nel fango, l'azoto ammoniacale viene prodotto sottoforma di NH<sub>4</sub><sup>+</sup> e NH<sub>3</sub> dalla degradazione durante il processo di idrolisi delle proteine, degli amminoacidi, dell'urea e degli acidi nucleici contenuti nelle sostanze particolate. Il pretrattamento di idrolisi termica incrementa notevolmente le concentrazioni di azoto ammoniacale disciolto nel fango e ciò potrebbe comportare criticità nelle operazioni unitarie a valle, specialmente per quanto riguarda il processo di digestione anaerobica. I principali fattori che influenzano la potenziale inibizione della digestione anaerobica sono le concentrazioni del fango in ingresso, la temperatura di processo, il pH, il carico organico e l'acclimatazione dei batteri. Dai dati di letteratura risulta che concentrazioni di 1700 – 1800 mg/l di azoto ammoniacale possono essere inibitorie per batteri non acclimatati, mentre se l'inoculo viene adattato, alimentandolo a mano a

mano con il substrato contenente ammoniaca, si possono raggiungere valori fino a 5000 mg/l senza inibire il processo, seppure con rese di produzione di biogas inferiori. I ricercatori hanno scoperto che più elevate sono le concentrazioni iniziali di ammoniaca libera e più tempo impiega il fango ad acclimatarsi. Aumentando il tempo di ritenzione dei fanghi SRT si riesce quindi a migliorare la tollerabilità dei batteri a concentrazioni elevate.

Altri ricercatori suggeriscono che la causa principale dell'inibizione sia il contenuto dell'ammoniaca libera, che oltre la soglia di 150 mg N-NH<sub>3</sub>/l diventa completamente inibente per la digestione anaerobica. In altri studi anche concentrazioni di 15 mg N-NH<sub>3</sub>/l sono risultate inibenti e la soglia di completa inibizione si è verificata per concentrazioni superiori a 130 mg N-NH<sub>3</sub>/l. Per quanto riguarda lo ione ammonio NH<sub>4</sub><sup>+</sup> invece la concentrazione per la quale si verifica l'inizio dell'inibizione è di 2700 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/l, mentre la completa inibizione avviene per concentrazioni di 4800 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/l.

#### 2.1.2. Effetti inibitori dei composti organici refrattari

Sebbene la solubilità abbia un andamento lineare con la temperatura di idrolisi, è stato riscontrato che a temperature elevate la produzione di biogas subisce un calo nelle rese di produzione, a causa della formazione di COD solubile ma non biodegradabile.

Il processo di idrolisi termica comporta la generazione di composti refrattari che causano la variazione di colore del fango. Questi sottoprodotti derivano dalla polimerizzazione di sostanze intermedie a basso peso molecolare, come carboidrati e composti amminici, ad elevate temperature. Tra i composti organici disciolti recalcitranti prodotti sono presenti i melanoidi, formati durante la fase finale delle reazioni di Maillard, che causano la colorazione marrone scuro del fango. I melanoidi sono polimeri eterogenei ad elevato peso molecolare, di dimensioni maggiori di 10 kDa. Inoltre, i carboidrati presenti in fase solubile possono reagire e formare i composti di Amadori, che sono sostanze refrattarie con effetti inibenti sulla digestione anaerobica. Non c'è un metodo standard per la misura quantitativa dei melanoidi, sebbene la loro comparsa possa essere associata all'adsorbimento ultravioletto a 254 nm. Si stima che la solubilizzazione dei composti refrattari sia pari a 11 kg COD/tTS di fango disidratato. Queste sostanze hanno un impatto sulle operazioni unitarie a valle e possono accusare criticità alla digestione anaerobica e alla disinfezione UV.

## 2.2. Materiali e metodi

Per la caratterizzazione e le analisi sui campioni di fango sono stati seguiti i metodi e le procedure standard di seguito elencate. Le analisi sono state effettuate sulle diverse matrici del fango, a seconda dei parametri da individuare.

### 2.2.1. Analisi su matrici liquide

Nel presente paragrafo vengono riportate nel dettaglio tutte le metodiche utilizzate per la determinazione dei parametri principali per la caratterizzazione della frazione liquida estratta dal fango in ingresso alla linea fanghi, in uscita dall'idrolisi termica e in uscita dalla digestione anaerobica.

#### 2.2.1.1. pH

Il pH (acronimo di Potential of Hydrogen) è il parametro che dà indicazioni sull'acidità o basicità di una determinata soluzione acquosa ed indica la concentrazione degli ioni idrogeno  $H^+$  presenti. Il pH viene calcolato come segue:

$$pH = -\log_{10}[H^+].$$

In funzione del valore assunto da pH si distinguono soluzioni acide, basiche o neutre: le prime sono tutte costituite da sostanze che, a contatto con acqua, rilasciano una quantità di ioni  $H^+$  tali da determinare valori minori di 7; le seconde sono definite come soluzioni caratterizzate da una concentrazione di ioni  $OH^-$  tali da comportare un valore di pH maggiore di 7; infine la neutralità corrisponde ad un pH pari a 7.

La determinazione del pH avviene tramite un piaccmetro formato da una sonda costituita da un elettrodo combinato e da una memoria elettronica che registra i dati della sonda e, applicando la formula precedentemente descritta, restituisce i dati di pH. Nel dettaglio la sonda utilizzata è parte dello strumento di titolazione Metrohm mod. 848, posizionato al di sopra di un agitatore magnetico Stirrer mod. 801. La sonda è costituita da un elettrodo capace di misurare la differenza di potenziale elettrico generato su due lati di una sottile membrana di vetro posta alla sua estremità. Tale differenza di potenziale è legata alla differente concentrazione di ioni idrogeno tra l'interno e l'esterno della membrana a contatto con il refluo da analizzare: a tal fine viene prelevato un campione di 50 ml e posto all'interno di una piccola beuta insieme ad un'ancoretta magnetica, in modo tale che durante la misurazione venga garantita una completa miscelazione del campione ad

opera dell'agitatore magnetico; il valore viene registrato nel momento in cui si mantiene costante alla seconda cifra decimale.

#### 2.2.1.2. Alcalinità totale e alcalinità parziale

Con il termine alcalinità si indica la quantità globale di tutte le basi deboli presenti nell'acqua come idrossidi, carbonati e bicarbonati di elementi come calcio, magnesio, sodio e potassio. Per la determinazione di questo parametro si utilizza una titolazione pH-metrica adoperando lo strumento di titolazione Metrohm mod. 848 con agitatore magnetico Stirerr mod. 801.

La procedura richiede l'inserimento di 50 ml di campione all'interno di una beuta insieme ad un'ancoretta magnetica, in seguito si introduce la sonda per la misurazione del pH e si aziona il programma per la determinazione dell'alcalinità. Lo strumento è programmato in modo tale da eseguire automaticamente la titolazione, aggiungendo una dose di acido cloridrico (HCl) fino al raggiungimento di un pH pari a 4,2 – 4,4 corrispondente alla neutralizzazione di tutte le basi deboli. Una volta registrato il volume di acido aggiunto al campione, si determina l'alcalinità totale con la seguente formula:

$$\text{Alcalinità totale (mg CaCO}_3\text{/l)} = \frac{V_{HCl} * N * 100 * 50}{V}$$

- $V_{HCl}$  è il volume di acido cloridrico dosato dal titolatore (ml);
- $N$  è la normalità dell'acido (generalmente 0,1 N);
- $V$  è il volume del campione testato (ml).



Figura 2: Strumento di titolazione Metrohm



### 2.2.1.3. Azoto ammoniacale (N-NH<sub>4</sub>)

L'azoto ammoniacale (N-NH<sub>4</sub>) è una delle diverse forme dell'azoto totale (N<sub>tot</sub>) che, insieme al fosforo, costituisce uno dei principali nutrienti utile per la crescita batterica, ma anche il responsabile di fenomeni di eutrofizzazione se scaricato in acque superficiali in grandi concentrazioni.

Le forme di azoto che vengono normalmente riscontrate all'interno dei reflui urbani, oltre all'azoto ammoniacale, sono l'azoto organico (N<sub>org</sub>), l'azoto nitroso (N-NO<sub>2</sub>) e l'azoto nitrico (N-NO<sub>3</sub>).

Nella presente sperimentazione è stata valutata la concentrazione di N-NH<sub>4</sub> attraverso l'utilizzo del distillatore VELP SCIENTIFICA mod. UDK 127 e del titolatore Metrohm mod. 848 con agitatore magnetico Stirrer mod. 801.

La procedura prevede l'inserimento di 50 ml di campione all'interno di un provettone in vetro e posizionato nell'apposito vano del distillatore protetto da uno sportello in plexiglass. Il liquido distillato viene raccolto attraverso un tubicino che lo convoglia in una beuta contenente 25 ml di acido bórico al 4 %. Il distillatore viene quindi avviato in modo tale che aggiunga 30 ml di NaOH al refluo per innalzare il pH, permettendo il passaggio dell'azoto dallo stato liquido allo stato gassoso, per poi farlo tornare nuovamente allo stato liquido una volta entrato in contatto con l'acido bórico, che ne abbassa nuovamente il pH. Il ciclo di distillazione dura 7 minuti al termine dei quali si ottiene un liquido sulla tonalità del verde ricco di azoto ammoniacale. La quantificazione della concentrazione di N-NH<sub>4</sub> viene effettuata attraverso una titolazione con acido cloridrico (HCl): viene inserita un'ancoretta magnetica all'interno della beuta che viene in seguito posizionata sull'agitatore magnetico Stirrer mod. 801. Avviando l'apposito programma, il titolatore dosa acido cloridrico fino al raggiungimento di un pH pari a 4,5, a cui corrisponde la neutralizzazione dell'ammoniaca, registrando il volume di acido aggiunto. Come per i precedenti parametri, si utilizza una formula per quantificare la concentrazione di ammoniaca:

$$N - NH_4 \left( \frac{mg}{l} \right) = \frac{(a - b)}{V} * N * 14 * 1000$$

- a è il volume di acido cloridrico aggiunto per titolare il campione (ml);
- b è il volume di acido cloridrico aggiunto per titolare il bianco di riferimento (ml);
- V è il volume del campione utilizzato (ml);
- N è la normalità dell'acido cloridrico (eq/l);
- 14 è il fattore che esprime la conversione dell'azoto ammoniacale in mg/l di N-NH<sub>4</sub> e non in mg/l di NH<sub>4</sub>.

Alla fine di ogni ciclo di distillazione, viene impostato un ciclo di lavaggio con acqua distillata al distillatore per una durata di 7 minuti e con un quantitativo di NaOH pari a 0 in modo da rimuovere eventuali residui di ammoniaca che potrebbero inficiare il risultato dell'analisi seguente.

#### 2.2.1.4. Azoto Kjeldahl (TKN)

Questa forma di azoto è definita come la somma di azoto organico e azoto ammoniacale. Le analisi per la determinazione del TKN possono essere suddivise in due fasi, la prima delle quali prevede la digestione del refluo mentre la seconda la distillazione del campione. La prima parte della procedura inizia con l'introduzione di 50 ml di campione in provettoni di vetro a cui vengono aggiunti:

- 1 cucchiaino di potassio solfato ( $K_2SO_4$ ) per facilitare l'innalzamento del punto di ebollizione del composto,
- una punta di spatola di ossido di mercurio (HgO) che funge da catalizzatore,
- 10 ml di acido solforico ( $H_2SO_4$ ), indispensabile per lo sviluppo del processo di idrolisi.

I provettoni vengono poi inseriti nel digestore VELD SCIENTIFICA mod. DK 6 e coperti con un apposito aspiratore in modo da convogliare i vapori acidi in una tanica contenente NaOH tramite una pompa aspirante. Una volta che la pompa entra in funzione viene avviato il programma di digestione della durata di 7 ore che permette la trasformazione dell'azoto organico in solfato di ammonio  $(NH_4)_2SO_4$ . La seconda fase prevede la distillazione del campione ottenuto dalla digestione e in seguito fatto raffreddare: così come per la misurazione dell'ammoniaca, si inserisce il provettone nell'apposito vano del distillatore e si avvia il ciclo di distillazione, che prevede l'aggiunta di 60 ml di NaOH per una durata di 7 minuti, durante i quali si raccoglie il prodotto in una beuta contenente 25 ml di acido borico. Al termine, si esegue la titolazione con acido cloridrico utilizzando il titolatore Metrohm mod. 848 con agitatore meccanico Stirrer mod. 801 fino al raggiungimento del pH pari a 4,5. La concentrazione di TKN viene così determinata:

$$TKN \left( \frac{mg}{l} \right) = \frac{(a - b)}{V} * N * 14 * 1000$$

- a è il volume di acido cloridrico aggiunto per titolare il campione (ml);
- b è il volume di acido cloridrico aggiunto per titolare il bianco di riferimento (ml);
- V è il volume del campione utilizzato (ml);
- N è la normalità dell'acido cloridrico (eq/l); - 14 è il fattore che esprime la conversione dell'azoto ammoniacale in mg/l di N-NH<sub>4</sub> e non in mg/l di NH<sub>4</sub>.



Figura 3: Dettaglio del distillatore e del lavatore di gas tossici

#### 2.2.1.5. Chemical Oxygen Demand (COD)

Il COD rappresenta la quantità di ossigeno richiesta per l'ossidazione della sostanza organica contenuta all'interno del refluo analizzato. Questo parametro viene normalmente utilizzato per quantificare il carico organico, inteso come quantitativo di sostanze carboniose. Il COD può essere suddiviso in frazioni che ne permettono la classificazione in maniera più completa, spesso eseguita per via respirometrica:

- *rbCOD*: è definito come il COD "rapidamente biodegradabile" e perciò è la frazione prontamente disponibile all'utilizzo da parte dei microrganismi. È composto da sostanze solubili a basso peso molecolare come i VFA, zuccheri e alcoli, rappresentando il 15 – 20 % del COD totale.
- *sbCOD*: è definito come il COD "lentamente biodegradabile" ed è costituito da sostanze di medio o alto peso molecolare che devono essere prima adsorbite sulla biomassa e poi idrolizzate oppure idrolizzate in soluzione per essere trasformate in *rbCOD*; rappresenta il 65 – 70 % della totalità.
- *nbCOD*: è il COD "non biodegradabile" relativo a composti che non subiscono fenomeni di solubilizzazione e che fungono da traccianti all'interno degli impianti per il trattamento delle acque reflue, consiste nel circa 15 % del COD entrante in impianto.

La definizione della concentrazione di COD nei campioni prelevati durante la sperimentazione è stata eseguita nello specifico per determinare il COD solubile, adoperando un campione precedentemente filtrato a 0,45  $\mu\text{m}$ .

La procedura prevede l'inserimento di 10 ml di campione all'interno degli appositi provettoni di vetro a cui vengono aggiunti:

- una punta di spatola di argento solfato ( $\text{Ag}_2\text{SO}_4$ ) che funge da catalizzatore,
- 1/3 di spatola di mercurio solfato ( $\text{HgSO}_4$ ) in modo da bloccare l'ossidazione dei cloruri che andrebbero ad utilizzare parte dell'ossigeno presente nel refluo andando a falsare i risultati,
- 10 ml di bicromato di potassio ( $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ ) con concentrazione 0,1 N per ossidare la sostanza organica presente nel campione e 25 ml di acido solforico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ).

I provettoni così riempiti vengono poi posizionati all'interno di un digestore della VELP SCIENTIFICA mod. ECO 6 e vengono ricoperti con condensatori in vetro utili al recupero dei liquidi evaporati, dopodiché viene avviato il programma che prevede il riscaldamento dei campioni ad una temperatura di 150 °C per 2 ore. Al termine della digestione, i provini vengono estratti dal macchinario e lasciati raffreddare prima di essere titolati per via colorimetrica. Vengono aggiunte all'interno di ogni provettone tre gocce di ferroina, un indicatore di colore rosso che aiuta a visualizzare il viraggio: viene poi aggiunta una certa quantità di ferro ammonio solfato  $\text{Fe}(\text{NH}_4)_2(\text{SO}_4)_2$  0,125 N, utilizzato per titolare il bicromato in eccesso all'interno del campione, ovvero quel bicromato che non è stato utilizzato per ossidare le sostanze organiche durante la fase di digestione. Durante l'aggiunta del reagente chimico si nota un graduale viraggio dal colore giallo-verde ad uno marrone-rosso a cui corrisponde la completa titolazione.

Vengono registrati i ml di ferro ammonio solfato aggiunti e viene calcolata la concentrazione di COD espressa come  $\text{mg O}_2/\text{l}$  con la seguente formula:

$$\text{COD (mgO}_2\text{/l)} = \frac{(a - b) * N * 8000}{V}$$

- a è il volume di ferro ammonio solfato utilizzati per la titolazione del campione definito "bianco", ovvero eseguito con la stessa procedura di un campione normale con l'unica differenza di avere acqua distillata al posto del refluo (ml);
- b è il volume di ferro ammonio solfato utilizzati per la titolazione del campione di refluo (ml);
- N è la normalità del ferro ammonio solfato (0,125 N);
- V è il volume di campione usato per l'analisi (ml).



Figura 4: Digestore, provettoni e condensatori utilizzati per la valutazione del COD

#### 2.2.1.6. Fosforo totale (P<sub>tot</sub>)

Come l'azoto, il fosforo è uno dei nutrienti principali per crescita dei microrganismi biologici che, se scaricato nei corpi idrici superficiali in quantità eccessive, comporta lo sviluppo di fenomeni di eutrofizzazione. Il fosforo è costituito da diverse frazioni più o meno solubili, di cui l'ortofosfato, che è la forma più solubile, rappresenta il 50 % del totale riscontrabile in refluo urbano, e il fosforo organico, che invece ne costituisce il 10 %.

La determinazione della concentrazione di fosforo viene eseguita per mezzo di metodi spettrofotometrici. Vengono preparate tante beute quanti sono i campioni da analizzare, più un'ulteriore beuta: queste vengono riempite con 50 ml di refluo mentre la beuta aggiuntiva viene riempita con 50 ml di acqua distillata ed andrà a rappresentare il "bianco" di riferimento al momento della lettura allo spettrofotometro. In tutti i provini vengono poi aggiunti:

- 2 ml di acido solforico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>),
- 4 ml di acido nitrico (HNO<sub>3</sub>).

Le beute così preparate vengono poi posizionate su di una piastra riscaldante e sottoposte a bollitura ad una temperatura di 200 – 250 °C per un tempo sufficiente a raggiungere circa 20 ml di campione: in questo modo si ottiene la solubilizzazione delle diverse frazioni di fosforo in ortofosfati. Al termine di questa fase, i campioni vengono fatti raffreddare e in seguito diluiti, in modo da ottenere provini da sottoporre alla lettura tramite lo spettrofotometro. I campioni vengono quindi

diluiti versando il contenuto delle beute all'interno di matracci da 25 ml con l'ausilio di un imbuto di vetro, a cui viene aggiunta acqua distillata per portare a volume il campione.

I matracci così riempiti vengono chiusi con gli appositi tappi e agitati in modo da ottenere una completa miscelazione del campione al suo interno: in seguito viene prelevato 1 ml del contenuto e versato all'interno di matracci da 50 ml. La fase successiva prevede l'aggiunta di diversi reagenti chimici:

- 3 gocce di fenolftaleina  $C_2O_4H_{14}$ , con la funzione di tracciante,
- Soluzione di NaOH 6N fino al raggiungimento del campione della tipica della colorazione rosa,
- 1 – 2 gocce di acido solforico  $H_2SO_4$  per il ritorno alla trasparenza del campione.

Il composto così ottenuto viene poi diluito nuovamente aggiungendo acqua distillata fino al raggiungimento dei 50 ml. In seguito, si aggiungono:

- 2 ml di reattivo molibdico, ottenuto sciogliendo in acqua molibdato di ammonio e nitrato di ammonio  $NH_4NO_3$ , per poi acidificare con acido nitrico  $HNO_3$ ,
- 3 gocce di cloruro stannoso in glicerina  $SnCl_2$ .

Al termine dell'aggiunta dei diversi reagenti si attendono 6 minuti, nei quali il composto tende ad assumere una colorazione blu che sarà tanto maggiore quanto maggiore è la concentrazione di fosforo nel campione analizzato. Successivamente si passa alla lettura dell'adsorbanza allo spettrofotometro ONDA mod. UV-20: viene dapprima inserito il campione ottenuto con acqua distillata, che manterrà la sua trasparenza; dopo di che vengono inseriti tutti gli altri campioni e letti i valori di adsorbanza ad una lunghezza d'onda di 690 nm. La concentrazione di fosforo viene quindi calcolata utilizzando i valori di intercetta e pendenza della curva di taratura dello strumento.



Figura 5: Spettrofotometro ONDA mod. UV-20

### 2.2.1.7. Anioni e cationi

Per la determinazione degli anioni quali cloruri, nitriti, nitrati, fosfati e solfati e di cationi come sodio, potassio, magnesio e calcio presenti nei campioni di refluo prelevati settimanalmente sono state utilizzate tecniche cromatografiche con una colonna a scambio ionico con l'aiuto di macchinari DIONEX DX-120 per gli anioni e DIONEX ICS-1000 per i cationi. L'analisi è stata eseguita su campioni precedentemente filtrati con filtri di porosità di 0,45 µm in modo tale da rimuovere i solidi presenti e non danneggiare la colonna cromatografica. I campioni così preparati vengono inseriti all'interno di apposite provette le quali vengono a loro volta inserite all'interno di un apposito supporto. La separazione avviene sfruttando le proprietà di una colonna ad alta capacità di scambio ionico di dividere gli ioni dalle altre sostanze; per questa operazione viene utilizzato anche un eluente composto di ammonio solfato disciolto in acqua. All'interno della colonna i vari ioni sono soggetti ad essere trattenuti dalla resina in base alla loro affinità, dalla valenza e dalla concentrazione delle sostanze: gli ioni hanno quindi un tempo di ritenzione differente in base alla tipologia di sostanza chimica a cui appartengono. Questo permette di ottenere come risposta un grafico nel quale si notano dei picchi in corrispondenza dei tempi di ritenzione della sostanza: le aree sottese a tali picchi sono proporzionali alla concentrazione degli ioni. Importante al fine di avere un riferimento, è introdurre un campione standard a concentrazioni note sia per gli anioni che per i cationi; inoltre i campioni da esaminare vengono alternati a provette contenenti acqua distillata, le quali hanno il compito di ripulire la colonna da eventuali residui (Eaton & A.D., 2005).

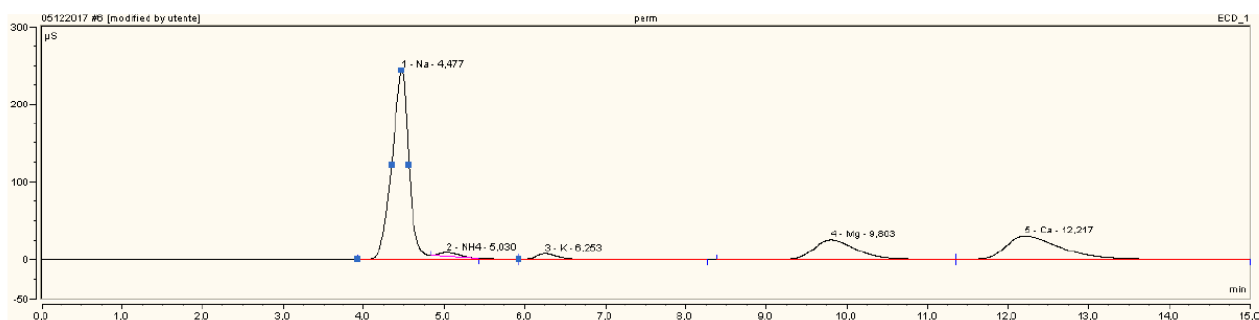


Figura 6: Curva risultante dall'analisi cationica di un campione di refluo

### 2.2.1.8. Conducibilità

La conducibilità è definita come la capacità di una soluzione di condurre corrente elettrica, ed è quindi l'espressione della quantità di ioni disciolti all'interno del campione analizzato. Lo strumento utilizzato per la misura di questo parametro è il conduttimetro, nello specifico il conduttimetro portatile COND 70 il quale restituisce il risultato in termini di conducibilità espressa in µS/cm e di

temperatura in °C: la sonda viene immersa all'interno del campione e con un leggero movimento rotatorio si attende che il valore restituito si stabilisca. La temperatura viene misurata contemporaneamente in quanto questa ha effetto sulla mobilità ionica degli elettroliti e di conseguenza il valore di conducibilità aumenta all'aumentare della temperatura.



Figura 7: Conduttimetro portatile COND 70

#### 2.2.1.9. Total solids (TS%) e Total Volatile Solids (TVS%)

Il termine solidi volatili sta ad indicare il residuo rimasto all'interno di un crogiolo a seguito dell'evaporazione di un campione di refluo o di fango, e il suo conseguente essiccamento in forno ad una determinata temperatura. La procedura utilizzata per la presente sperimentazione prevede l'essiccamento di un crogiolo in porcellana in stufa a 105 °C per almeno un'ora, in modo da eliminare qualsiasi forma di solidi presenti al suo interno. In seguito, il crogiolo viene estratto dal forno e posto in essiccatore per il tempo necessario a raffreddarlo fino a temperatura ambiente, dopodiché viene pesato, ottenendo così la tara. Si procede poi con il prelievo di un'aliquota di acqua reflua o di fango anaerobico in quantità da 2,5 a 200 mg in modo che sia contenuto adeguatamente nel crogiolo e poi posto pesato, così da ottenere il peso lordo comprensivo del crogiolo e del campione. Il campione viene posto in stufa a 105 °C per 24 ore, al termine delle quali viene estratto e raffreddato in essiccatore, per poi essere pesato. Il peso dei TS espresso in percentuale rispetto al campione umido viene così calcolato:

$$TS (\%) = \frac{P_{105^{\circ}C} - T_{105^{\circ}C}}{L - T_{105^{\circ}C}} * 100$$

Dove:

- $P_{105^{\circ}C}$  è il peso del crogiolo e del campione essiccati a 105 °C (mg),
- $T_{105^{\circ}C}$  è la tara del crogiolo (mg),



- L è il peso del campione “umido”, ovvero del crogiolo con il campione all’interno prima di essere posto in stufa (mg).

Per la valutazione dei TVS %, ovvero della frazione volatile, e quindi organica, dei solidi rispetto al totale, si procede in maniera analoga alla procedura elencata in precedenza, a cui si aggiunge un ulteriore passaggio: dopo aver pesato il crogiolo con il campione essiccato a 105 °C, si pone in muffola ad una temperatura di 550 °C per altre 24 ore in modo da volatilizzare la frazione organica. Al termine di questa fase il crogiolo viene estratto, raffreddato e pesato in modo da poter calcolare la percentuale di TVS rispetto ai solidi totali:

$$TVS/TS (\%) = \frac{P_{105^{\circ}C} - P_{550^{\circ}C}}{P_{105^{\circ}C} - T_{105^{\circ}C}} * 100$$

Dove:

- $P_{550^{\circ}C}$  è il peso complessivo del crogiolo e del campione essiccati a 550°C (mg). (Eaton & A.D., 2005).

### 2.2.2. Analisi sui fanghi: Specific Methanogenic Activity (SMA)

Questa tipologia di test viene seguita al fine di valutare l’attività metanogenica acetoclastica delle biomasse analizzate: l’attività stimata è limitata dal tasso di degradazione della fase limitante che normalmente viene identificata con l’idrolisi. Il test SMA può perciò essere utilizzato per monitorare la performance della digestione o per caratterizzare la biomassa. L’attività metanigena viene quantificata fornendo alla biomassa un substrato che può essere direttamente convertito in metano: questo può essere un gas come l’anidride carbonica (CO<sub>2</sub>) o l’idrogeno (H<sub>2</sub>) ma comunemente viene utilizzato l’acetato. Nella sperimentazione in esame come substrati sono stati utilizzati i campioni di fango prelevati dall’impianto a monte e a valle del processo di idrolisi termica. Al termine del test, il grado di conversione dell’acetato in metano, normalizzato rispetto ai solidi volatili, fornisce le informazioni sull’attività metanogenica della biomassa e viene espresso in g COD/g VSS\*d.

### 2.2.3. Analisi del biogas

Il biogas prodotto durante i test SMA sono stati analizzati mediante un gas cromatografo, dove nello specifico è stato utilizzato il Brüel an Kjaer Multi-gas Monitor Type 1302. Questo tipo di analisi si basa sulla capacità delle molecole di assorbire energia sotto forma di luce infrarossa e di rilasciarla in forma di calore. Il campione di biogas viene aspirato all’interno del macchinario e sigillato in una

cella di analisi mentre pulsazioni di luce infrarosse attraversano un filtro ottico e quindi la cella stessa. La luce trasmessa viene assorbita in modo selettivo dal campione di gas da analizzare e al pulsare della luce la temperatura del gas aumenta per poi diminuire generando un segnale acustico. Il segnale acustico, captato da due microfoni montati all'interno dello strumento, è proporzionale alla concentrazione di gas introdotto. Il macchinario descritto è capace quindi di analizzare 5 tipologie di gas diverse oltre al vapore acqueo eventualmente presente, impiegando circa due minuti per restituire il risultato in termini di concentrazione. Il campione di 10 ml viene introdotto all'interno di una bombola di 1,7 l di volume per aspirazione: la bombola viene preventivamente pulita facendo fuoriuscire più volte l'aria al suo interno con l'aiuto di una pompa a vuoto che la pone in depressione. (Palauský & M.A., 2008).



*Figura 8: Analisi del campione di biogas introdotto nella bombola tramite gas-cromatografo*

#### 2.2.4. L'impianto di trattamento di Monza

Per effettuare le analisi sperimentali per la determinazione delle caratteristiche e delle proprietà del fango processato dal trattamento di idrolisi termica, è stato selezionato l'impianto di San Rocco a Monza, la cui linea fanghi è stata integrata con il processo di idrolisi termica a monte della digestione anaerobica dei fanghi.

L'impianto di trattamento di Monza, situato nel quartiere San Rocco, è stato realizzato tra gli anni Settanta e Ottanta sulla sponda sinistra del fiume Lambro, si estende per un'area di 12 ettari e dispone di una rete di 152 chilometri di collettori, che dal Nord Brianza canalizzano i reflui e li raccolgono fino all'impianto. Serve una popolazione di 650.000 abitanti equivalenti, 350 insediamenti produttivi distribuiti in 36 centri abitati, 27 comuni della Provincia di Monza e Brianza e alcune porzioni della Provincia di Como e di Lecco. Attualmente, tratta una portata media di

170.000 m<sup>3</sup> di liquame al giorno, depura annualmente circa 75.000.000 m<sup>3</sup> di acqua e produce 15.000 tonnellate di fanghi di depurazione. Brianzacque è l'azienda pubblica che gestisce industrialmente il ciclo idrico integrato nella Provincia di Monza e della Brianza ed è diventata proprietà del depuratore a seguito dell'incorporazione della società Alsi (Alto Lambro Servizi Idrici). Il processo depurativo è distinto in una linea acque, una linea fanghi e una linea gas.

Dal 2009 al 2014 il depuratore di Monza a San Rocco ha subito due fasi di restauro, che hanno previsto il rifacimento completo della sezione dei pretrattamenti e dei trattamenti primari in linea acque, in particolare i manufatti per l'ingresso dei liquami, la grigliatura e la desabbiatura, e l'upgrading della sezione di trattamento fanghi con l'inserimento di tecnologie avanzate, entrata in funzione nel 2014.

La linea fanghi si sviluppa in una prima fase di ispessimento, costituita da un ispessitore statico e due ispessitori dinamici. I fanghi vengono in seguito inviati al trattamento di idrolisi termica per essere scomposti in sostanze più facilmente digeribili nella successiva fase di digestione anaerobica. Nei digestori si mantiene una temperatura di circa 33 °C in condizioni di assenza di ossigeno, per trasformare la sostanza organica in materiale stabile e produrre biogas, che viene convertito in energia ed utilizzato per il riscaldamento dei digestori, il funzionamento dei ventilatori necessari all'aerazione delle vasche di ossidazione ed il riscaldamento degli uffici. I fanghi stabilizzati vengono poi disidratati meccanicamente mediante centrifughe e successivamente essiccati. Le operazioni di disidratazione e di essiccamento vengono effettuate in ambienti chiusi per evitare le emissioni di odori. Al termine delle operazioni, a causa delle alte temperature di esercizio, si ottengono fanghi stabilizzati e sterilizzati, con un contenuto residuo di umidità di circa il 10 %.

### 2.3. Analisi per la caratterizzazione del fango

In data 26 Febbraio 2019 è stato effettuato il prelievo dei campioni per eseguire le analisi di laboratorio per determinare le caratteristiche dei fanghi dell'impianto di San Rocco di Monza. Nello specifico sono stati individuati quattro punti di campionamento:

- A- Ingresso della linea fanghi;
- B- Uscita della centrifuga a monte della termoidrolisi;
- C- Uscita dalla termoidrolisi;
- D- Uscita dalla digestione anaerobica.

Lo schema di flusso della linea fanghi dell'impianto di Monza prevede che i fanghi primari e biologici in ingresso (punto A) vengano inizialmente ispessiti prima di essere inviati al processo di idrolisi

termica (punto B) per aumentare le concentrazioni di solidi e massimizzare così il carico da alimentare al reattore di termoidrolisi. Il fango in uscita dalla termoidrolisi (punto C) ha una portata media di 6 - 9 m<sup>3</sup>/h e viene diluito con altri due flussi, rispettivamente di 11 m<sup>3</sup>/h e di 14 m<sup>3</sup>/h, prima di essere inviato alla digestione anaerobica. L'ultimo punto di campionamento (punto D) è in corrispondenza dell'uscita dal digestore.

I campioni prelevati dall'impianto di San Rocco di Monza sono stati portati al laboratorio di Impianti Chimici del dipartimento SIMAU dell'Università Politecnica delle Marche per essere analizzati. La caratterizzazione dei quattro tipi di fango campionati è stata eseguita mediante una serie di analisi di laboratorio, per determinarne le proprietà e le concentrazioni dei principali contaminanti. Sono state effettuate analisi sia sui campioni tal quali, sia sulla matrice solubile e sia sulla frazione secca. In particolare, per le analisi da effettuare sulla matrice solubile, i campioni di fango sono stati inizialmente centrifugati per ottenere una prima separazione tra la fase liquida e la matrice solida. Il fango ispessito prelevato al punto B a monte della termoidrolisi si presentava già solido e difficile da separare. D'altra parte, il fango prelevato al punto A in ingresso linea fanghi differisce dal fango campionato al punto B solo per l'operazione fisica di ispessimento. Pertanto, si è deciso di effettuare le analisi delle frazioni solubili sul fango A, assumendo che gli stessi risultati possano essere ricondotti anche al campione B.

Una volta determinate le principali caratteristiche dei diversi flussi, sono state condotte delle prove di biometanazione, per valutare la capacità di produrre biogas, e prove respirometriche, per analizzare la ripartizione delle diverse frazioni di azoto contenute nel fango in uscita dalla fase di idrolisi termica (C).

Le analisi sono state effettuate seguendo le procedure precedentemente descritte ed indicate da IRSA-CNR Standard Methods.

### 2.3.1. Analisi sui campioni tal quali

Per prima cosa sono state effettuate le analisi sui campioni di fango tal quali. In particolare, sono state eseguite le misure di pH, conducibilità, la determinazione del contenuto di solidi e degli MLSS. Le misure di pH e della conducibilità sono state effettuate sui campioni prelevati ai punti A, C e D, tralasciando il fango prelevato al punto B perché di difficile gestione, essendo ispessito e di consistenza solida.

La determinazione del contenuto di solidi è stata invece effettuata per tutti e quattro i campioni di fango.

Per ottenere un numero maggiore di informazioni sulla caratterizzazione delle diverse frazioni di solidi nel fango, sono state inoltre effettuate analisi per la determinazione degli MLSS e degli MLVSS per i campioni B, C e D.

#### 2.3.1.1. Misura del pH

I valori di pH sono stati determinati eseguendo le misurazioni al Titrino, utilizzando un volume di campione di 50 ml. Si nota come il valore di pH del campione prelevato in corrispondenza dell'uscita dall'idrolisi termica (punto C) sia notevolmente inferiore rispetto agli altri due flussi.

Tabella 3: Misure di pH

Campioni	pH
Ingresso (A)	6,45
Uscita termoidrolisi (C)	5,85
Uscita digestore (D)	7,09

#### 2.3.1.2. Misura della conducibilità

Le misure di conducibilità sono state eseguite su campioni di 50 ml, mediante l'utilizzo di un'apposita sonda.

Tabella 4: Misure di conducibilità

Campioni	Conducibilità [ $\mu\text{S}/\text{cm}$ ]
Ingresso (A)	1875
Uscita termoidrolisi (C)	5590
Uscita digestore (D)	5650

#### 2.3.1.3. Misura del contenuto di solidi

La determinazione del contenuto di solidi è stata eseguita per tutti e quattro i campioni prelevati. Per prima cosa è stato individuato il contenuto di solidi totali TS %, dopo di che si è proceduto alla quantificazione della frazione volatile della matrice solida, espressa attraverso il rapporto TVS/TS %.

Tabella 5: Contenuto di solidi

Campioni	TS%	TVS/TS%
Ingresso (A)	2,5	74,9
Ingresso termoidrolisi (B)	14,3	76
Uscita termoidrolisi (C)	11,7	75,9
Uscita digestore (D)	2,6	68,9

In Figura 9 è possibile osservare la differente consistenza dei campioni analizzati, indice dei diversi contenuti di solidi. I campioni sono sempre ordinati progressivamente secondo la loro posizione nello schema di flusso, dall'ingresso alla linea fanghi A, seguito dall'ingresso alla termoidrolisi B, l'uscita dalla termoidrolisi C ed infine l'uscita dalla digestione anaerobica D. Nelle Figure successive è possibile osservare i campioni di fango alle diverse fasi della misurazione.



*Figura 9: Campioni per la misura del contenuto di solidi, da sinistra: A, B, C, D*



*Figura 10: Campioni essiccati a 105 °C, da sinistra: A, B, C, D*



*Figura 11: Campioni essiccati a 550 °C, da sinistra: A, B, C, D*

#### 2.3.1.4. Misura degli MLSS e degli MLVSS

Sui campioni di fango è stata effettuata la determinazione degli MLSS e degli MLVSS, filtrando il fango a 12  $\mu\text{m}$  ed essiccando il trattenuto prima in forno a 105 °C e successivamente in muffola a 550 °C.

Tabella 6: Misura degli MLSS e degli MLVSS

Campioni	Tara filtro [g]	Peso 105 °C [g]	ml	MLSS [mg/l]	Tara [g]	Peso 550 °C [g]	MLVSS [mg/l]	MLVSS /MLSS
Ingresso termoidrolisi (B)	1,0779	14,1134	100	130355	52,5047	55,89	96515	0,74
Uscita termoidrolisi (C)	1,0349	3,5983	30	85447	63,7125	64,51	58710	0,69
Uscita digestore (D)	1,0287	1,8552	30	27550	65,7765	66,04	18903	0,69

### 2.3.2. Analisi sul fango secco

Le misure sulla matrice solida del fango sono state effettuate sui campioni essiccati in forno a 105 °C. il fango essiccato è stato tritato fino a ridurlo in polvere, per ottenere una migliore omogeneizzazione ed una più precisa misura del peso di materiale da utilizzare per le analisi. Sui campioni così trattati sono state effettuate le misurazioni per la determinazione del fosforo, dell'azoto e del COD presenti nella matrice solida del fango.

#### 2.3.2.1. Misura di N % TS

Per la misura dell'azoto contenuto nella frazione solida sono stati utilizzati 0,25 g di campione, a cui sono stati aggiunti 50 ml di acqua distillata. La procedura seguita è la stessa di quella per la determinazione del TKN.

Tabella 7: Misure di N % TS

Campioni	N HCl	V Campione	V HCl	mg N-NH <sub>4</sub>	Peso campione [g]	N % TS
Ingresso (A)	0,0351	50	29,778	14,35	0,25	5,7
Ingresso termoidrolisi (B)	0,0351	50	32,060	15,47	0,25	6,2
Uscita termoidrolisi (C)	0,0351	50	30,998	14,95	0,25	6
Uscita digestore (D)	0,0351	50	25,630	12,31	0,25	4,9

#### 2.3.2.2. Misura del P % TS

La determinazione del fosforo contenuto nella matrice solida del fango è stata effettuata a partire da 0,1 g di fango essiccato e tritato, a cui sono stati aggiunti 50 ml di acqua distillata. Dopo di che sono state seguite le stesse procedure per la determinazione degli ortofosfati.

Tabella 8: Misura del P % TS

Campioni	Peso [g]	Volume [ml]	Diluizione [ml]	ABS	P % TS
Ingresso (A)	0,1	50	25	1,13	3,6
Ingresso termoidrolisi (B)	0,1	50	25	1,094	3,5
Uscita termoidrolisi (C)	0,1	50	25	1,367	4,4
Uscita digestore (D)	0,1	50	25	1,329	4,3

### 2.3.2.3. Misura del COD % TS

La determinazione del COD presente nella matrice solida del fango è stata effettuata per i campioni B, C e D, considerando una quantità di 0,001 g di fango essiccato a 105 °C, finemente tritato, a cui sono stati aggiunti 10 ml di acqua distillata. Dopo di che sono state seguite le procedure standard per la determinazione del COD.

Tabella 9: Misura del COD % TS

Campioni	Volume [ml]	COD % TS
Ingresso termoidrolisi (B)	10	95,1
Uscita termoidrolisi (C)	10	116,7
Uscita digestore (D)	10	72,6

### 2.3.3. Analisi sul fango separato

I campioni di fango prelevati nei punti A, C e D sono stati centrifugati per separare la fase liquida dai solidi, come fase preliminare alla filtrazione. Per ogni campione sono stati separati circa 500 ml mediante centrifugazione. Inoltre, sulla frazione liquida separata sono state effettuate le misure dell'alcalinità e dell'azoto ammoniacale.

Il separato del fango in uscita dalla termoidrolisi presentava un colore più scuro rispetto agli altri due campioni, tendente al marrone. La colorazione bruna del fango in uscita dall'idrolisi termica è probabilmente dovuta alla formazione di composti organici refrattari solubili ma non biodegradabili, che si verifica ad alte temperature dalla polimerizzazione dei carboidrati e dei composti azotati.





Figura 12: Fango separato in uscita dalla termoidrolisi

La colorazione permane anche sul fango separato. Sono state effettuate diluizioni progressive, rispettivamente a 1:2, 1:4, 1:5, 1:10, 1:20, 1:50, 1:100 e 1:200 per valutare quando il filtrato perdesse le caratteristiche di colorazione. Solo per la diluizione di 1:200 si è riscontrata la completa trasparenza del fluido.



Figura 13: Diluizioni progressive

### 2.3.3.1. Misura dell'alcalinità

Per ogni campione sono stati prelevati 25 ml di liquido separato e diluiti con 25 ml di acqua distillata, procedendo quindi alla titolazione mediante il Titrino.

Tabella 10: Misure di alcalinità

Campioni	N HCl	V campione [ml]	V HCl [ml]	mg CaCO <sub>3</sub> /l misurati	mg CaCO <sub>3</sub> /l campione
Ingresso (A)	0,0351	40	6,774	297,21	594
Uscita termoidrolisi (C)	0,0351	40	26,436	1159,88	2320
Uscita digestore (D)	0,0351	40	32,970	1446,56	2893

### 2.3.3.2. Misura della concentrazione di azoto ammoniacale

Le analisi per la determinazione della concentrazione dell'azoto ammoniacale  $N-NH_4$  sono state effettuate sui campioni separati del fango A, C e D. Per il campione A prelevato in ingresso alla linea fanghi la prova per la misura della concentrazione dell'azoto ammoniacale è stata eseguita su un volume di campione separato di 50 ml. La determinazione degli  $N-NH_4$  per il fango termoidrolizzato C è stata effettuata a partire da un volume di 25 ml di fango filtrato a 12  $\mu m$ , diluito con 25 ml di acqua distillata. La misura sul fango D è stata eseguita con 25 ml di fango separato diluito con 25 ml di acqua distillata. Dai risultati si evidenzia che la concentrazione di azoto ammoniacale nel fango in uscita dall'unità di idrolisi termica è notevolmente maggiore rispetto a quella del fango in ingresso, indice che durante il processo sia avvenuta la solubilizzazione dei composti azotati ed il conseguente rilascio di azoto ammoniacale.

Tabella 11: Misure deell'azoto ammoniacale

Campioni	N HCl	V campione [ml]	V HCl [ml]	mg $N-NH_4$ /l misurati	mg $N-NH_4$ /l campione
Ingresso (A)	0,0351	50	9,734	90,78	91
Uscita termoidrolisi (C)	0,0406	50	83,548	943,20	1886
Uscita digestore (D)	0,0351	50	37,812	366,73	733

### 2.3.4. Analisi sul fango filtrato

I campioni separati sono stati filtrati per eseguire le analisi per la determinazione delle frazioni solubili dei principali contaminanti presenti nei fanghi. Sono state eseguite filtrazioni progressive, con filtri aventi pori di diametro sempre più ridotti, fino alla dimensione di 0,45  $\mu m$ . Sui provini filtrati sono state eseguite le prove per la determinazione degli anioni e dei cationi, del COD solubile, del TKN e degli ortofosfati. Dalle filtrazioni dei diversi campioni si è notato che il fango in uscita dalla termoidrolisi (C) è risultato particolarmente difficile da filtrare. Infatti, il liquido filtrato produceva molta schiuma ed erano necessari tempi lunghi per la filtrazione. Inoltre, ha assunto una colorazione bruna scura, come osservabile dalla Figura 14.



Figura 14: Campione filtrato del fango in uscita dalla termoidrolisi

#### 2.3.4.1. Misura delle concentrazioni di anioni

Le concentrazioni degli anioni disciolti sono state effettuate sui campioni A, C e D filtrati a 0,45 µm, mediante l'utilizzo del macchinario Dionex. I campioni A e D sono stati diluiti con acqua distillata, con un fattore di diluizione di 1:2, mentre il campione C è stato diluito con un fattore di 1:6.

Tabella 12: Misura degli anioni

Campioni	Cl [mg/l]	NO <sub>2</sub> [mg/l]	N-NO <sub>2</sub> [mg/l]	NO <sub>3</sub> [mg/l]	N-NO <sub>3</sub> [mg/l]	PO <sub>4</sub> [mg/l]	P-PO <sub>4</sub> [mg/l]	SO <sub>4</sub> [mg/l]
Ingresso (A)	122	0	0	0	0	160	52	740
Uscita termoidrolisi (C)	243	5,3	1,6	0	0	1344	439	376
Uscita digestore (D)	148	2447	745	4,1	0,9	0	0,00	36

#### 2.3.4.2. Misura delle concentrazioni di cationi

Le concentrazioni dei cationi sui campioni A, C e D sono state determinate mediante la macchina ICS1000. I campioni A e D sono stati filtrati 12 µm e diluiti con un fattore di 1:3, mentre il campione C è stato filtrato a 0,45 µm e diluito con un fattore di 1:6, per ottenere un provino il più possibile esente da impurità.

Tabella 13: Misura dei cationi

Campioni	Na [mg/l]	NH <sub>4</sub> [mg/l]	N-NH <sub>4</sub> [mg/l]	K [mg/l]	Mg [mg/l]	Ca [mg/l]
Ingresso (A)	120	312	243	127	55	108
Uscita termoidrolisi (C)	138	3033	2359	349	148	407
Uscita digestore (D)	126	1519	1181	166	8,3	129

#### 2.3.4.3. Misura del COD solubile

Il COD solubile è stato misurato sui campioni di fango filtrati a 0,45 µm e diluiti con acqua distillata. Per il fango A si è considerato un rapporto di diluizione di 1:5, mentre per i campioni C e D il rapporto di diluizione utilizzato è pari a 1:100, a causa delle elevate concentrazioni attese. Per il fango C si è misurata anche la concentrazione di COD sul campione flocculato e successivamente filtrato, per poter ricavare per differenza la quantità di COD colloidale, che risulta pari a 6939 mg/l. Come per l'azoto ammoniacale, anche la concentrazione del COD solubile del fango in uscita dall'unità di idrolisi termica è notevolmente aumentata rispetto ai valori in ingresso, a causa della scomposizione e della dissoluzione delle particelle di fango.

Tabella 14: Misura del COD solubile

Campioni	ml campione	mg O <sub>2</sub> /l
Ingresso (A)	10	342
Uscita termoidrolisi (C)	10	36458
Uscita termoidrolisi flocculato (C)	10	29519
Uscita digestore (D)	10	417

#### 2.3.4.4. Misura del TKN

L'azoto Kjeldahl o TKN rappresenta la quantità delle forme azotate disciolte ed è definito come la somma dell'azoto ammoniacale e dell'azoto organico solubile. Il TKN è stato determinato sui campioni di fango filtrati a 0,45 µm, dato che si devono individuare le forme solubili. Poiché le concentrazioni attese erano piuttosto elevate, per la titolazione è stato utilizzato acido cloridrico avente normalità pari a 0,1 N. I campioni A e D sono stati diluiti con acqua distillata, con un rapporto di diluizione pari a 1:4, mentre per le misure sul campione C, essendo quello più concentrato, si è considerato un rapporto di diluizione di 1:5. Per il campione di fango C inoltre, come già fatto per il COD solubile, è stato misurato anche il TKN del fango prima flocculato e poi filtrato a 0,45 µm, per poter ottenere una stima dell'azoto organico colloidale presente. Dai risultati si evince che l'azoto organico colloidale contenuto nel fango ammonta a circa 2232 mg/l. In maniera analoga alle precedenti forme solubili analizzate, anche per il TKN si osserva che la concentrazione del campione di fango in uscita dall'idrolisi termica è notevolmente più elevata rispetto agli altri flussi per effetto delle solubilizzazioni avvenute durante il processo di termoidrolisi.

Tabella 15: Misura del TKN

Campioni	N HCl	V Campione	V HCl	mg N-NH <sub>4</sub> /l	mg TKN/l
Ingresso (A)	0,1	40	1,5	35,12	140
Uscita termoidrolisi (C)	0,1	50	41	1134,09	5670
Uscita termoidrolisi flocculato (C)	0,1	45	22,6	687,66	3438
Uscita digestore (D)	0,1	40	5,7	182,12	728

#### 2.3.4.5. Misura degli ortofosfati

Si è deciso di effettuare una misurazione più specifica per la determinazione della concentrazione degli ortofosfati disciolti presenti nel fango. Le analisi sono state effettuate su 50 ml di campione filtrato a 0,45 µm, dato che gli ortofosfati si trovano in forma solubile

Tabella 16: Misura del P-PO<sub>4</sub>

Campioni	Volume [ml]	Diluizione [ml]	ABS	mg P/L
Ingresso (A)	50	25	1,623	52,3
Uscita digestore (D)	50	25	0,699	22,6

La misura tramite spettrofotometria ha rilevato la presenza di ortofosfati disciolti nel campione D che l'analisi degli anioni non era riuscita ad individuare. Per quanto riguarda il fango termoidrolizzato C, non è stato possibile effettuare l'analisi mediante spettrofotometria, poiché la colorazione scura del fango modificava l'adsorbanza del campione, inficiando quindi la capacità da parte dello spettrofotometro di rilevare la presenza degli ortofosfati.



Figura 15: Campioni digeriti, da sinistra: bianco, D, C, A

## 2.4. Sintesi dei risultati della caratterizzazione

I valori ottenuti dalle analisi effettuate in laboratorio sono stati elaborati per ricavare la caratterizzazione del fango per ogni punto di prelievo considerato.

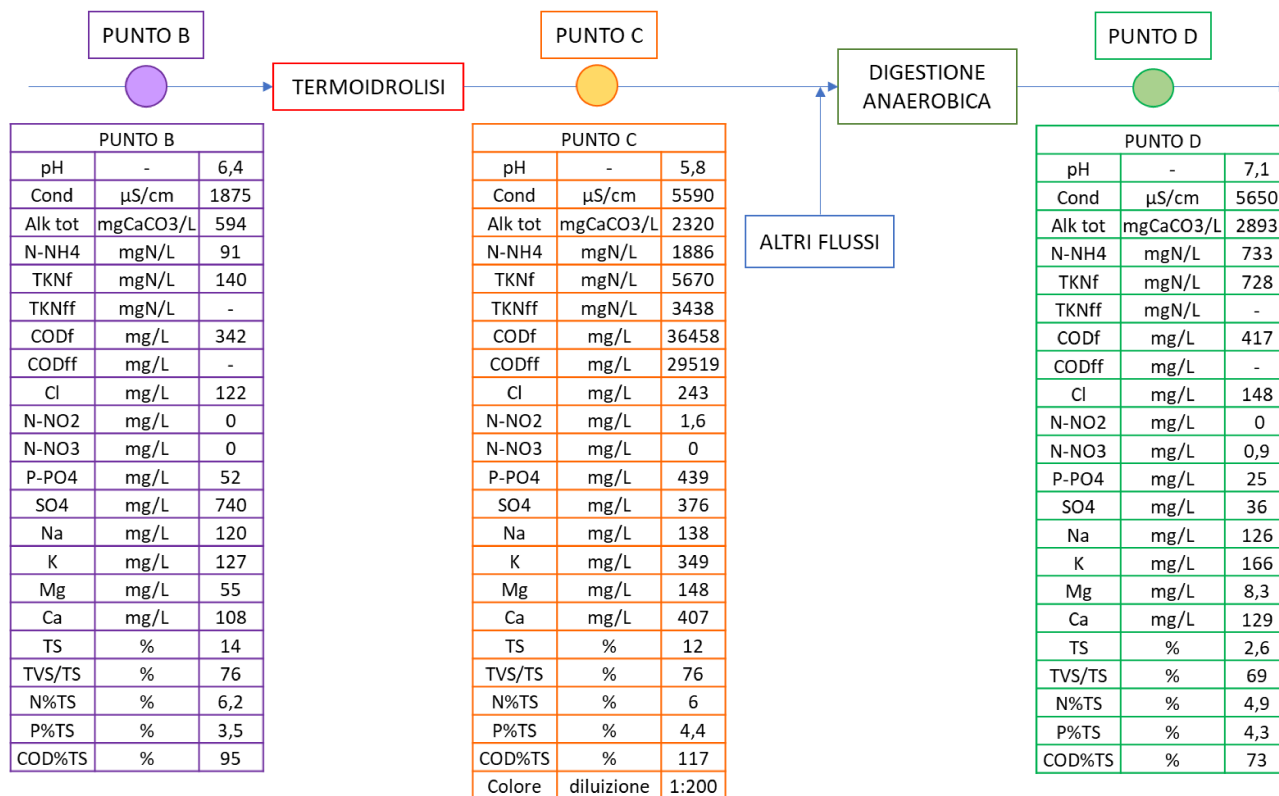


Figura 16: Sintesi dei risultati di caratterizzazione

Il fango in uscita dal trattamento di idrolisi termica, avente una portata di circa 6 – 9 m<sup>3</sup>/h, viene diluito con altri due flussi, rispettivamente di 11 m<sup>3</sup>/h e di 14 m<sup>3</sup>/h, prima di essere alimentato al digestore anaerobico a valle.

Non avendo la possibilità di analizzare campioni di fango in ingresso alla digestione anaerobica, sono stati elaborati i dati a disposizione ricavati dalle analisi per poter estrapolare le concentrazioni del fango influente alla digestione. Non è stato possibile ricavare i valori delle concentrazioni riferite alla sostanza solida, poiché non è nota la percentuale di solidi nei flussi di diluizione.

Le concentrazioni rilevate rispettivamente in ingresso (punto di prelievo B) e in uscita (punto di campionamento C) dall'unità di idrolisi termica sono state confrontate ed elaborate per analizzare la capacità di degradazione e il grado di solubilizzazione del processo di idrolisi termica.

Tabella 17: Rapporti di idrolisi

Componenti	Ingresso termoidrolisi [mg/l]	Uscita termoidrolisi [mg/l]	Rapporti di idrolisi
Ca	108	407	3,8
Mg	55	148	2,7
K	127	349	2,8
P-PO <sub>4</sub>	52	439	8,4
CODs	342	36458	106,6
N-NH <sub>4</sub>	91	1847	20,3
TKN	140	5468	39,1

Dalla Tabella 17 si può notare che il processo di termoidrolisi incrementa notevolmente le concentrazioni delle forme solubili nel fango. In particolare, si nota come il COD solubile sia aumentato di 106,6 volte rispetto al valore in ingresso. Anche le forme azotate disciolte hanno subito un incremento rilevante. In particolare, il TKN è aumentato di circa 39 volte, mentre l'azoto ammoniacale di 20 volte. La non corrispondenza tra l'incremento del TKN e quello dell'ammoniaca presuppone che si sia solubilizzata una quota considerevole di azoto organico, che ha provocato un incremento maggiore della concentrazione di TKN rispetto a quello del solo azoto ammoniacale.

Nella Figura 17 si rappresenta in modo schematico la sintesi dei risultati ottenuti, applicata allo schema di processo della linea fanghi di Monza.

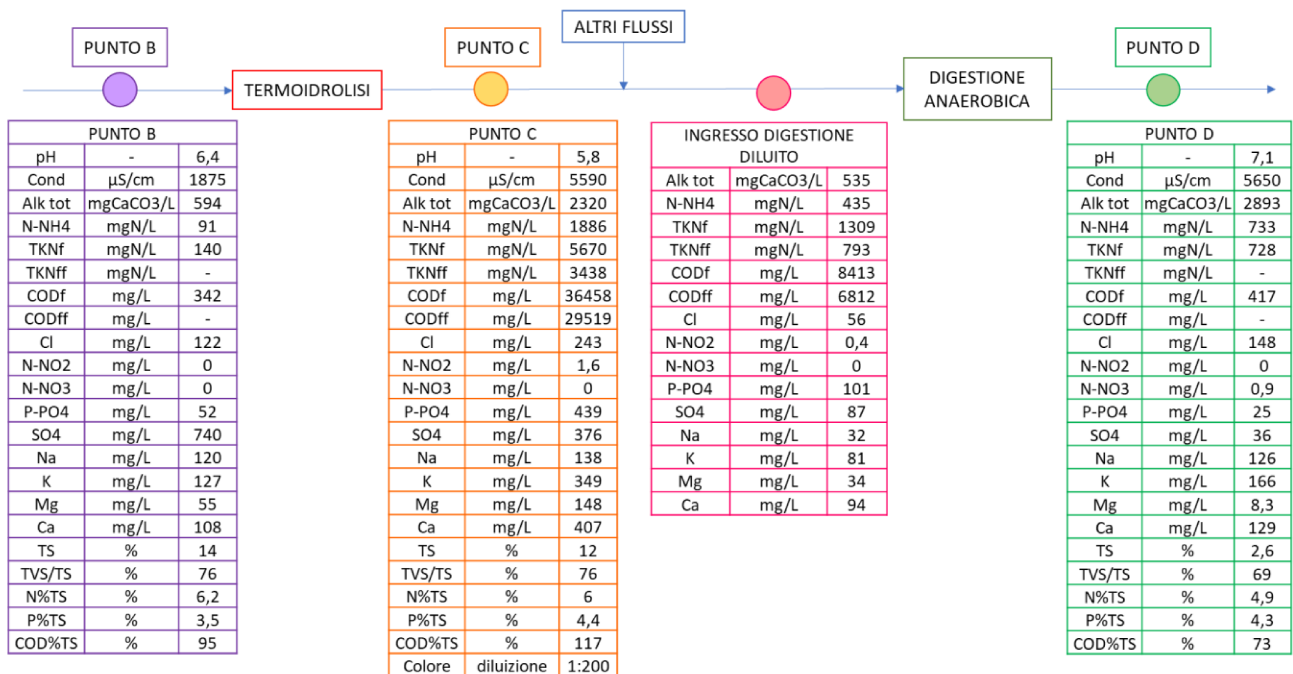


Figura 17: Sintesi dei risultati applicati allo schema di processo di Monza

Sono stati inoltre calcolati i carichi di massa in ingresso al processo di idrolisi termica, in uscita dalla termoidrolisi e in uscita dalla digestione anaerobica, considerando le portate relative all'impianto di Monza. Per la stima dei carichi di massa in ingresso alla termoidrolisi si è deciso di utilizzare la stessa

portata fornita in uscita a tale processo, sebbene tale valore sia comprensivo del contributo del vapore iniettato all'interno del reattore.

Tabella 18: Carichi di massa per l'impianto di Monza

PARAMETRI		INGRESSO TREMIDROLISI	USCITA TERMIDROLISI	USCITA DIGESTIONE
Alcalinità totale	kgCaCO <sub>3</sub> /d	107	418	2257
N-NH <sub>4</sub>	kgN/d	16	339	572
TKN	kgN/d	25	1021	568
TKN flocculato solubile	kgN/d	-	619	-
COD solubile	kg/d	62	6562	325
COD flocculato solubile	kg/d	-	5313	-
Cl	kg/d	22	44	115
N-NO <sub>2</sub>	kg/d	0	0,3	0
N-NO <sub>3</sub>	kg/d	0	0	0,7
P-PO <sub>4</sub>	kg/d	9,4	79	19
SO <sub>4</sub>	kg/d	133	68	28
Na	kg/d	22	25	98
K	kg/d	23	63	129
Mg	kg/d	10	27	6
Ca	kg/d	19	73	101

Una volta ottenuti i risultati inerenti allo schema di processo dell'impianto di trattamento di Monza, si sono estrapolati i dati per poterli applicare ai flussi della linea fanghi dell'impianto di trattamento di Salvatronda. In particolare, si è voluto valutare, a parità di concentrazioni in ingresso, l'impatto che potrebbe avere l'idrolisi termica sull'operazione a valle di digestione anaerobica.

Considerando la portata in ingresso alla termoidrolisi prevista dallo schema di Cambi per l'impianto di Slavatronda, pari a 106,9 m<sup>3</sup>/d, sono stati calcolati i carichi di massa in ingresso al processo di idrolisi termica. Il fango in uscita dalla termoidrolisi, avente una portata di 5,1 m<sup>3</sup>/h, viene diluito con 3,05 m<sup>3</sup>/h di acqua di processo, per abbassare la temperatura e il contenuto di solidi fino ai range ottimali per la digestione anaerobica subito a valle. Sono stati quindi calcolati i valori delle concentrazioni del flusso in uscita dall'idrolisi termica diluito, per poter valutare se la diluizione prevista per l'impianto di Salvatronda possa gestire i carichi in uscita dalla termoidrolisi e determinare eventuali impatti sulla digestione anaerobica.

Di seguito, in Figura 18, si presenta uno schema sulle caratteristiche del fango applicate allo schema di processo dell'impianto di trattamento di Salvatronda.



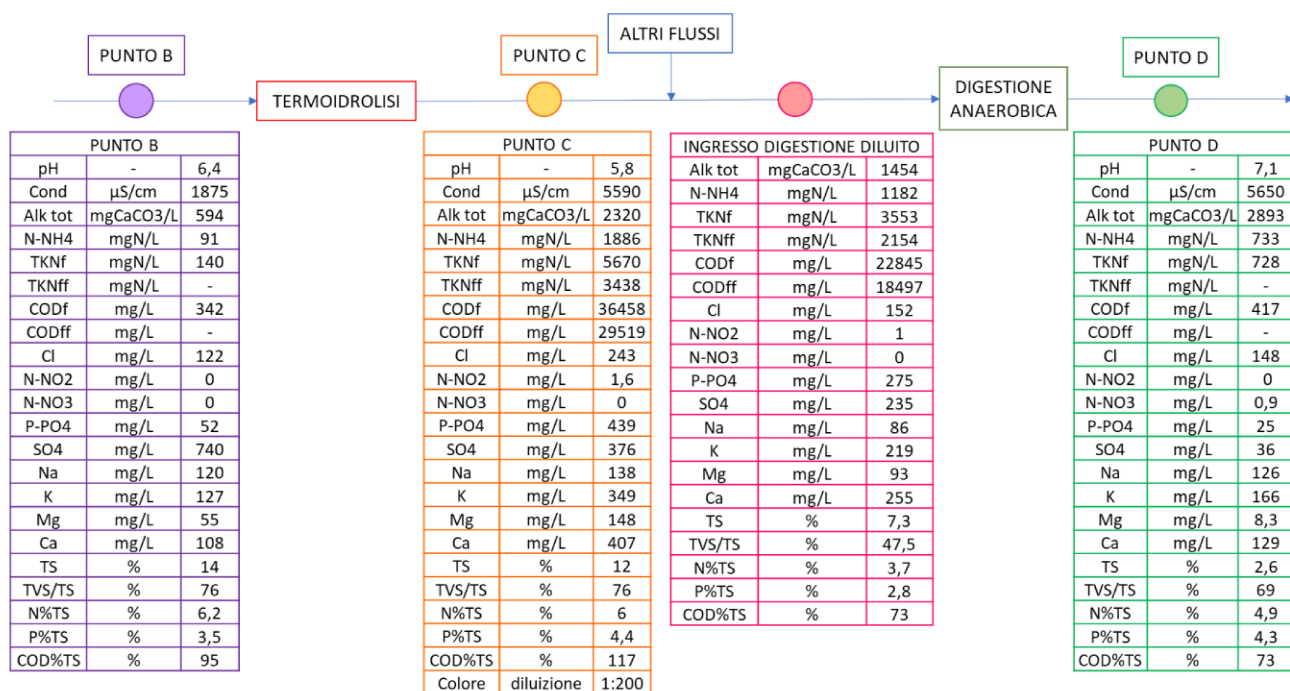


Figura 18 Sintesi risultati applicati allo schema di processo di Salvatronda

Sono stati inoltre calcolati i carichi di massa dei flussi, rispettivamente in ingresso alla termoidrolisi, in uscita dalla termoidrolisi e in uscita dalla digestione anaerobica, considerando le portate dello schema di processo dell'impianto di Salvatronda.

Tabella 19: Carichi di massa per l'impianto di Salvatronda

PARAMETRI		INGRESSO TERMOIDROLISI	USCITA TERMOIDROLISI	USCITA DIGESTIONE
Alcalinità totale	kgCaCO <sub>3</sub> /d	634	285	567
N-NH <sub>4</sub>	kgN/d	9,7	232	144
TKN	kgN/d	15	696	143
TKN flocculato	kgN/d	-	422	-
COD solubile	kg/d	37	4478	82
COD flocculato solubile	kg/d	-	3626	-
Cl	kg/d	13	30	29
N-NO <sub>2</sub>	kg/d	0	0,2	-
N-NO <sub>3</sub>	kg/d	0	0	0
P-PO <sub>4</sub>	kg/d	5,6	54	5
SO <sub>4</sub>	kg/d	79	46	7
Na	kg/d	13	17	25
K	kg/d	14	43	32
Mg	kg/d	5,8	18	2
Ca	kg/d	12	50	25

Sebbene diluito, il fango termoidrolizzato è caratterizzato da concentrazioni elevate di COD solubile, di ammoniaca e di azoto organico disciolto. Si vuole valutare se il rapporto di diluizione stabilito per lo schema di processo di Salvatronda sia sufficiente a prevenire eventuali inibizioni che concentrazioni di macroinquinanti troppo elevate potrebbero causare sulle efficienze dell'operazione a valle di digestione anaerobica. In particolare, si analizza il contenuto di azoto ammoniacale per valutare indirettamente la presenza di ammoniaca libera  $NH_3$ , potenzialmente inibitoria per i batteri metanigeni. A partire dalla concentrazione di  $N-NH_4$  in uscita dalla termoidrolisi, si può ricavare la quantità di  $NH_3$  presente, dalla relazione:

$$NH_3 = \frac{NH_4^+ * 10^{pH}}{\exp\left(\frac{6344}{273 + T}\right) + 10^{pH}}$$

Tabella 20: Confronti delle concentrazioni con range di inibizione da letteratura

Ingresso digestione anaerobica			Range inibizione letteratura	Riferimenti
N-NH <sub>4</sub>	mg/l	1182	2700 - 4800	Astals et al., 2018
NH <sub>4</sub>	mg/l	1519	1670 - 3720	Barber, 2016. Lay et al., 1998
NH <sub>3</sub>	mg/l	11	150 - 620	Barber, 2016. McCarty and McKinney, 1961. Chen et al., 2014
N-NH <sub>3</sub>	mg/l	9	15 - 138	Astals et al., 2018. Lu et al., 2018
TAN	mg/l	1190	1700 - 6000	Yenigün et al., 2013. Barber, 2016. Lay et al., 1998

Considerando che il flusso in uscita dalla termoidrolisi viene diluito per abbassare la temperatura fino ad un valore di 71,2 °C, si ottiene che la concentrazione di ammoniaca libera nel fango diluito risulta essere pari a circa 11 mg/l, corrispondente a 9 mg N-NH<sub>3</sub>/l e a 1190 mg/l di azoto ammoniacale totale (TAN). Pertanto, le diluizioni previste per lo schema di processo della linea fanghi dell'impianto di trattamento di Salvatronda risultano adeguate a garantire concentrazioni inferiori ai livelli di soglia di inibizione per la digestione anaerobica riscontrati in letteratura.

## 2.5. Prove di biometanazione

Le prove di biometanazione simulano il processo di digestione anaerobica con l'obiettivo di valutare la capacità di un fango di produrre metano. Sono state installate due prove, aventi differente tipologia di substrato: per una si è utilizzato il fango in ingresso alla termoidrolisi (B), mentre per l'altra il fango termoidrolizzato (C). Le analisi sono state effettuate sui due differenti substrati per valutare gli incrementi di produzione di biogas dovuti al processo di idrolisi termica.

Per entrambe le prove si è utilizzato come biomassa il fango prelevato in uscita dalla digestione anaerobica (D). Le quantità da utilizzare sono state calcolate in modo tale da mantenere il rapporto tra i VS del substrato considerato e i VS della biomassa pari a 0,3. I parametri utilizzati sono sintetizzati in Tabella 20.

Tabella 21: Parametri per prove di biometanazione

PARAMETRI	INGRESSO TERMOIDROLISI (B)	USCITA TERMOIDROLISI (C)
ml totali	230	230
ml biomassa (D)	218	216
% TS biomassa (D)	2,6	2,6
% VS/TS biomassa (D)	69	69
g VS biomassa (D)	3,9	3,9
ml substrato	12	14
% TS substrato	14,29	11,7
% VS/TS substrato	76	75,8
g VS substrato	1,3	1,2
g VS substrato/g VS biomassa	0,3	0,3

Le quantità così calcolate sono state versate in dei vasi da 250 ml chiusi ma comunicanti con dei cilindri graduati, a loro volta riempiti fino ad un determinato livello con una soluzione di acqua e acido solforico al 10 % e collegati idraulicamente ad un contenitore più grande, per permettere il movimento della soluzione senza causare fuoriuscite. Il collegamento idraulico tra i vasi, i cilindri e il contenitore permette la misura delle quantità di biogas prodotte nel tempo. Il biogas che si sviluppa nei vasi infatti, determina un aumento della pressione sulla superficie della soluzione nei cilindri, causando un abbassamento del livello. La lettura periodica del livello della soluzione nel cilindro offre così una stima della quantità di biogas prodotta nei vasi.

La prova è stata iniziata il giorno 06/05/2019 e si è conclusa il 28/05/2019. I vasi contenenti le miscele di biomassa e substrato sono stati immersi in una vasca termostata e mantenuti in condizioni di temperatura costante, pari a 35 °C. Le letture sono state effettuate con una frequenza di due volte al giorno per la prima settimana di prova, quando la velocità di produzione era maggiore, mentre nel periodo successivo sono state rilevate una volta al giorno.

Ad intervalli di tempo periodici di circa 2 volte a settimana, inoltre, sono stati prelevati dei campioni di gas e ne è stata misurata la composizione, per valutare la percentuale di metano contenuta nel biogas prodotto.

Le misure sulla composizione del biogas sono state effettuate mediante spettroscopia fotoacustica (Brüel & Kjaer Multi-gas Monitor Type 1302), mentre quelle relative al giorno 28/05/2019 sono state

eseguite con la tecnica di spettrometria di massa. La diminuzione della percentuale di metano contenuta nel biogas letta nell'ultima misura per entrambi i campioni potrebbe essere causata da una diversa taratura delle due diverse metodologie di analisi. In ogni caso la percentuale di metano prodotta dal fango termoidrolizzato (C) risulta essere maggiore rispetto a quella della prova con il fango ispessito (B).

I risultati ottenuti da ogni prova sono stati confrontati per valutare le differenze nella quantità e nella qualità del biogas prodotto.

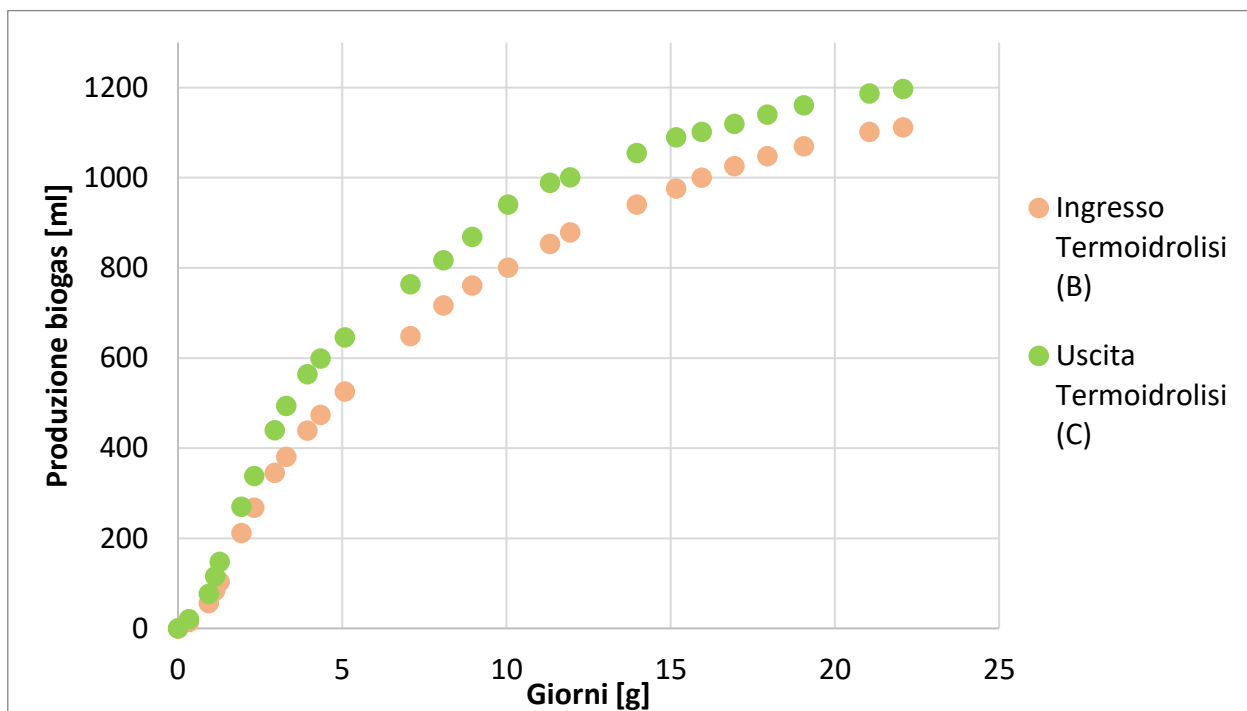


Figura 19: Produzione di biogas

Come riportato in Figura 19, la produzione di biogas per la prova con il fango termoidrolizzato (C) è sempre maggiore rispetto a quella eseguita con quello solamente ispessito (B). Il processo di idrolisi termica infatti, degradando le sostanze in componenti più semplici e più facilmente digeribili, incrementa la produzione di biogas. L'andamento è sempre crescente, con una pendenza maggiore all'inizio della prova e un rallentamento nell'ultima fase, con la tendenza a raggiungere un asintoto orizzontale. La produzione totale di biogas risulta incrementata di circa l'8 % rispetto a quella ottenuta con il fango non pretrattato.

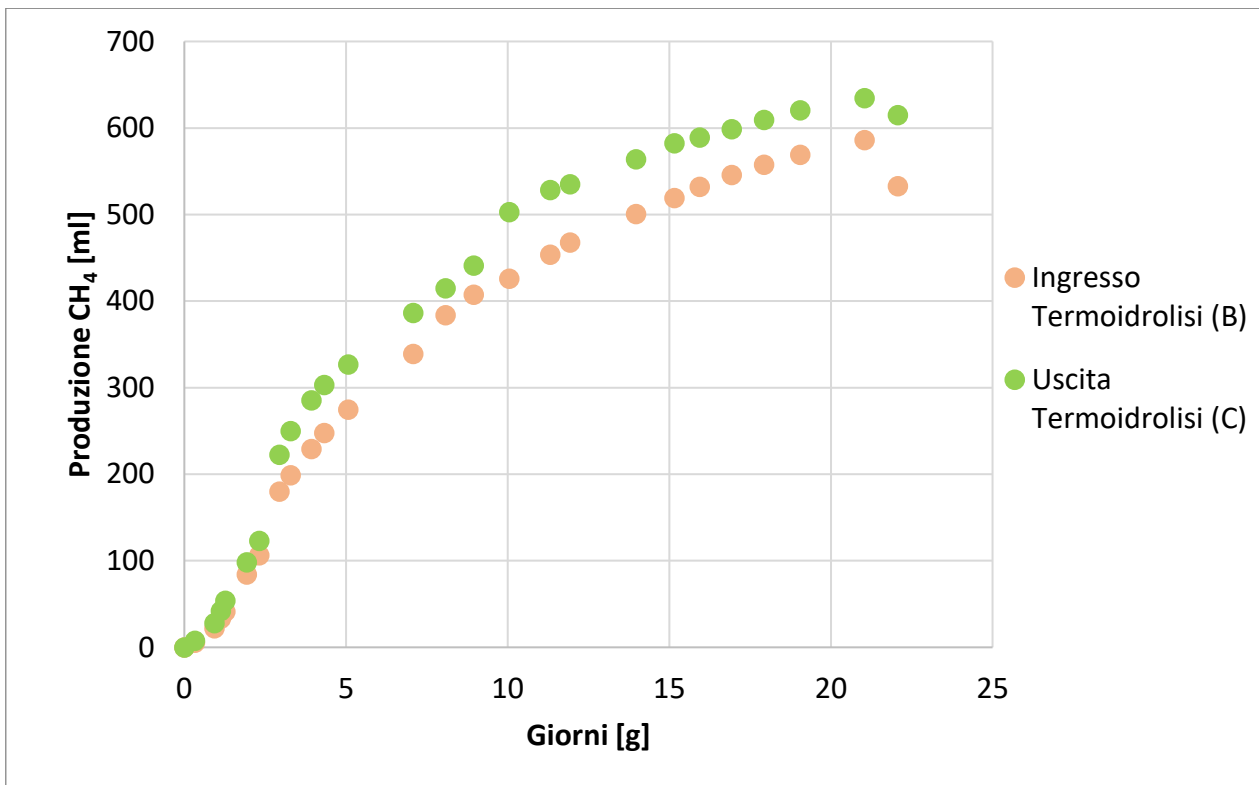


Figura 20: Produzione di metano

Anche la produzione di metano rispecchia l'andamento della produzione di biogas. La crescita nella produzione è più veloce nella prima fase della prova, mentre tende a rallentare nello stadio terminale. La quantità di metano prodotta dal fango termoidrolizzato è sempre maggiore di quella del fango non trattato, con un incremento sulla produzione totale di circa il 15%.

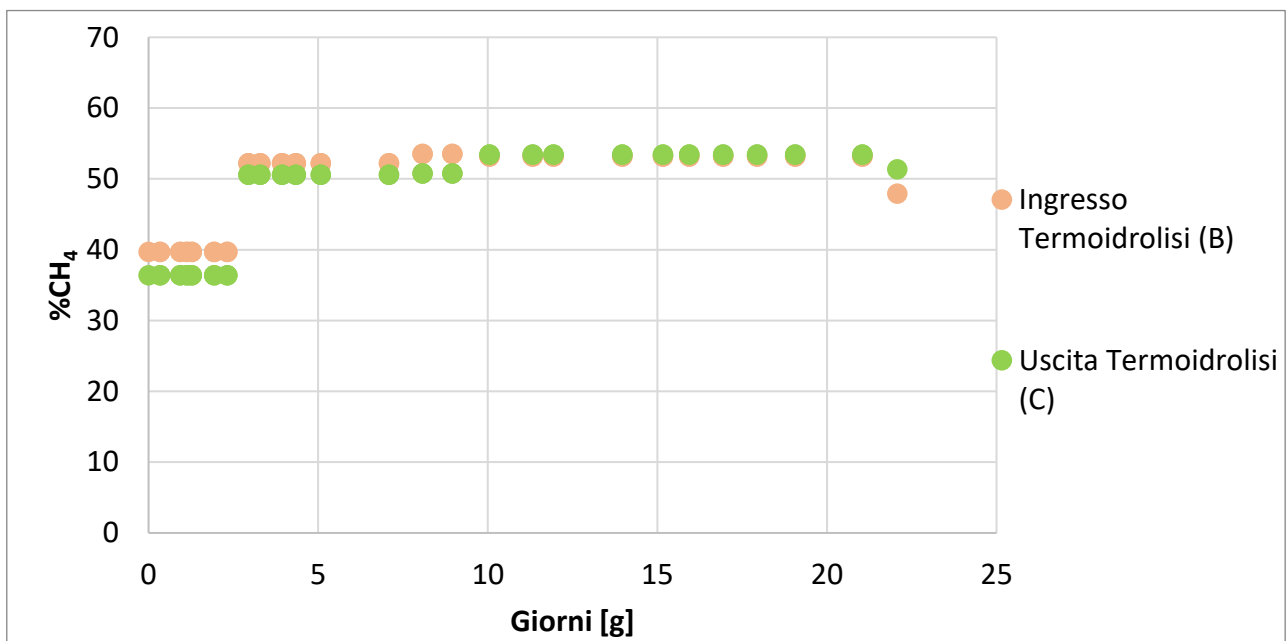


Figura 21: Contenuto di metano

Le percentuali di metano nel biogas prodotto sono sempre confrontabili. Inizialmente il biogas prodotto dal fango non processato ha un contenuto di metano leggermente superiore, ma nel tempo la prova condotta con il fango termoidrolizzato raggiunge le stesse percentuali, fino a superare quelle del fango non trattato nella fase finale della prova.

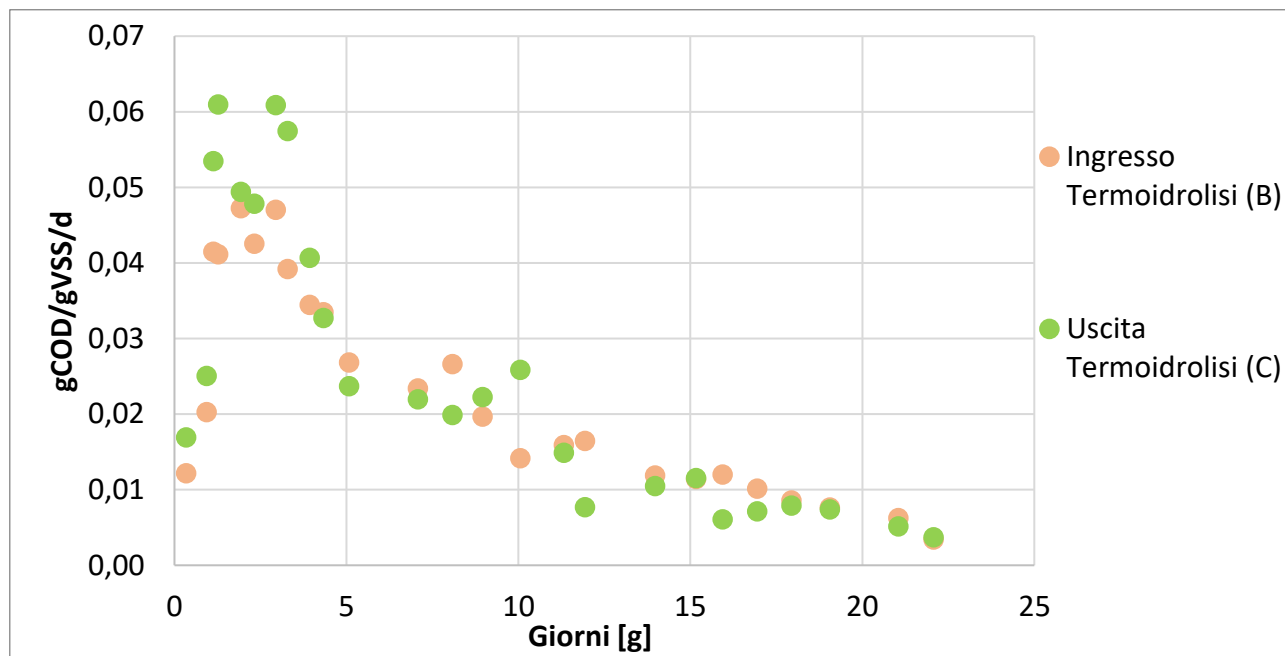


Figura 22: Rese di produzione di biogas

Le rese di produzione, espresse in termini di g COD/g VS, sono maggiori nella prova condotta con il fango termoidrolizzato, con un picco che supera i 0,06 g COD/g VS, mentre il fango non processato non raggiunge i 0,05 g COD/g VS. In entrambi i casi, l'andamento presenta un picco iniziale di crescita, per poi diminuire in maniera esponenziale fino a tendere a zero nella fase finale della prova.

## 2.6. Prove respirometriche

Si è deciso di effettuare delle prove respirometriche sul fango in uscita dall'idrolisi termica (C), per valutare la ripartizione delle diverse frazioni di azoto presenti. In particolare, l'obiettivo dell'analisi consiste nel determinare la quantità di azoto disciolto non biodegradabile presente nel fango. Nello schema di processo infatti, il fango in uscita dall'idrolisi termica subisce un processo di digestione anaerobica e, successivamente, viene inviato alla disidratazione, per eliminare l'acqua libera e aumentare la concentrazione di solidi, riducendo così i volumi di fango da gestire. Il surnatante in uscita dalla centrifuga è caratterizzato da concentrazioni elevate di ammoniaca e di azoto organico solubile e, pertanto, viene ricircolato in testa impianto per essere nuovamente trattato in linea acque. Delle forme azotate solubili però, solo la frazione biodegradabile può essere rimossa dai

processi delle operazioni unitarie dell'impianto. La parte solubile non biodegradabile in uscita dall'impianto potrebbe avere un impatto negativo sulle rese di trattamento e sulle concentrazioni dell'effluente, che devono restare inferiori ai limiti previsti dalla normativa D.Lgs 152/2006.

Dato che lo scopo della prova è di valutare la quantità di azoto organico solubile non biodegradabile, si è deciso di utilizzare il campione di fango separato, per considerare solamente le forme disciolte. Per la prova è stato utilizzato il campione di fango in uscita dall'idrolisi termica (C), dato che quello in uscita dalla digestione anaerobica (D) è diluito con altri flussi e pertanto presenta concentrazioni delle forme disciolte notevolmente inferiori. Il campione C è stato centrifugato per ottenere 300 ml di liquido separato, da utilizzare in due prove respirometriche. Avendo necessità di utilizzare biomassa fresca per la riuscita delle prove, è stato prelevato un campione di fango aerobico di ricircolo dall'impianto di trattamento delle acque reflue di Falconara, in Ancona. La biomassa è stata analizzata per determinare la concentrazione degli MLSS e degli MLVSS, necessari per determinare i rapporti dei carichi di massa utilizzati. In Tabella 22 è possibile visualizzare i risultati della caratterizzazione della biomassa.

Tabella 22: Caratterizzazione del fango di Falconara

Campioni	Tara filtro	ml	Peso a 105 °C	MLSS mg/l	Tara	Peso lordo a 550 °C	MLVSS mg/l	MLVSS/MLSS
Biomassa Falconara	1,0481	100	2,105	10569	48,4866	48,83	7162	0,68

Sono state eseguite due prove batch, A e B, caratterizzate da un diverso carico di azoto NLR, rispettivamente pari a 0,35 e a 0,17 kgN/m<sup>3</sup>. Nella prima sono stati miscelati 3 l di biomassa con 200 ml di fango prelevato in uscita dall'idrolisi termica al punto C separato, mentre per la seconda sono stati utilizzati 3,1 l di biomassa e 100 ml di liquido separato del fango C. Le miscele così ottenute sono state mantenute in aerazione, per garantire costantemente un sufficiente apporto di ossigeno disciolto durante tutta la durata delle prove.

Non appena inseriti gli aeratori, si è notata una notevole produzione di schiume, che ha causato la fuoriuscita di materiale dai contenitori. Si è pertanto deciso di ripetere le prove, aggiungendo però questa volta 1 ml di antischiuma in ciascuna delle miscele, con un dosaggio specifico dello 0,3 ‰ sul volume di fango, per evitare la produzione di schiuma e, di conseguenza, la perdita di materiale.



Figura 23: Formazione di schiume sui campioni di fango A (sinistra) e fango B (destra)

Per ognuna delle prove, sono stati prelevati dei campioni di circa 50 ml in diversi periodi di tempo, per poter valutare l'andamento delle concentrazioni delle forme azotate nel tempo. Inizialmente la frequenza di campionamento è stata più fitta, con prelievi rispettivamente all'inizio della prova, dopo 10 minuti, dopo 30 minuti, dopo 1 ora e dopo 5 ore. Successivamente sono stati prelevati campioni dopo 1 giorno, dopo 2 giorni e dopo 3 giorni. Per ognuno dei campioni prelevati, si è misurata la concentrazione di azoto ammoniacale, TKN e TKN del campione flocculato e filtrato.

Di seguito si riportano i risultati ottenuti per ognuna delle due prove condotte.

Tabella 23: Concentrazioni prova A:  $NLR = 0.35 \text{ kgN/m}^3$

Tempo	N-NH <sub>4</sub> [mg/l]	TKN flocculato e filtrato [mg/l]	TKN filtrato [mg/l]	Norg solubile [mg/l]	Norg colloidale [mg/l]	Norg filtrato totale [mg/l]
0 (previsto)	115,4	218,8	325	103,3	106,3	209,6
0 (misurato)	118	204,8	310,9	86,8	106,1	192,9
10 min	98,6	234,2	311,1	135,6	76,9	212,5
30 min	94,8	241	313,8	146,2	72,8	219
1 ore	96,1	252,3	282	156,2	29,7	185,9
5 ore	82,7	227,9	260,7	145,2	32,8	178
1 giorno	10,6	89,6	96,5	79	6,9	85,9
2 giorni	0	57,7	57,7	57,7	0	57,7
3 giorni	0	18,3	40,2	18,3	0	18,3



Tabella 24: Concentrazioni prova B: NLR = 0,17 kgN/m<sup>3</sup>

Tempo	N-NH <sub>4</sub> [mg/l]	TKN flocculato e filtrato [mg/l]	TKN filtrato [mg/l]	Norg solubile [mg/l]	Norg colloidale [mg/l]	Norg filtrato totale [mg/l]
0 (previsto)	57,7	109,4	162,5	51,7	53,1	104,8
0 (misurato)	46,8	112,9	148,8	66,1	35,9	102
10 min	35,8	97,6	124,6	61,8	27	88,8
30 min	31,9	88,5	112,1	56,6	23,6	80,2
1 ore	26,1	114,8	124,4	88,7	9,6	98,3
5 ore	0	65,2	82,6	65,2	17,4	82,6
1 giorno	0	27,7	45,1	27,7	17,4	45,1
2 giorni	0	3,6	3,6	3,6	0	3,6
3 giorni	0	2	2	2	0	2

In entrambi i casi, tutto l'azoto ammoniacale presente è stato consumato prima del termine delle prove. Tuttavia, la velocità di consumo per la prova A, sebbene inizialmente presenti un picco più marcato rispetto a quella di B, pari a 372 mg/h per A contro i 211 mg/h di B, rallenta progressivamente nel tempo, fino ad essere pari, dopo 5 ore, a circa la metà di quella di B, con un valore di 11 mg/h rispetto ai 21 mg/h di B.

Il TKN, costituito dalla somma dell'azoto ammoniacale e dell'azoto organico disciolto, nella prova A non subisce variazioni apprezzabili per i primi 30 minuti, diminuisce con velocità di picco dopo 1 ora e tende a diminuire, ma con andamento più lento, fino ad un valore di 40,2 mg/l dopo 3 giorni. Per la prova B, invece, il TKN tende a diminuire da subito, con velocità decrescenti nel tempo. In entrambi i casi, le concentrazioni sembrano assumere un valore costante tra i 2 e i 3 giorni di prova. L'andamento del TKN flocculato e filtrato osservato per la prova A tende inizialmente a crescere, per poi diminuire. Nella prova B, invece, l'andamento è sempre decrescente, ad eccezione del campionamento prelevato dopo 1 ora, per il quale si riscontra un aumento. Nonostante le variabilità iniziali, dopo 2 giorni le velocità di consumo sono simili per entrambe le prove, pari a circa 3 – 4 mg/h. Tuttavia, mentre B sembra aver raggiunto la stazionarietà, al termine della prova la velocità di consumo di A è ancora diversa da zero. L'aumento di concentrazione riscontrato nella fase iniziale della prova potrebbe essere causato da una variabilità nella capacità di flocculare dei diversi campioni. In alternativa si potrebbe ipotizzare che parte dell'azoto colloidale si sia solubilizzato.

Analizzando i risultati delle diverse frazioni misurate, si possono ottenere ulteriori informazioni riguardo al partizionamento dell'azoto. In particolare, confrontando i consumi dell'ammoniaca con quelli dei TKN per la prova A, si osserva che gli andamenti non sono sempre corrispondenti. Da ciò,

si evince la presenza di una frazione di azoto organico disciolto biodegradabile. Infatti, mentre il consumo iniziale di ammoniaca nelle prime 5 ore di prova corrisponde con i valori di TKN e del TKN flocculato e filtrato, dopo il primo giorno, quando l'azoto ammoniacale si era quasi del tutto consumato, gli andamenti delle concentrazioni di TKN e di TKN filtrato e flocculato hanno continuato a diminuire, evidenziando la presenza di una frazione di azoto organico disciolto biodegradabile, che, in carenza di ammoniaca, è stato consumato dalla biomassa. Anche per quanto riguarda la prova B, il consumo dell'ammoniaca non basta a giustificare la riduzione delle concentrazioni di TKN e del TKN flocculato e filtrato, lasciando anche qui ipotizzare la presenza di una frazione di azoto organico solubile biodegradabile.

Si nota che per la prova A i consumi dei due tipi di TKN nella fase iniziale sono trascurabili, aumentano con un picco dopo 1 giorno di prova ed infine diminuiscono nella fase finale. Per la prova B invece il picco di consumo è anticipato a 5 ore. A causa delle concentrazioni di ammoniaca inferiori rispetto alla prova A, si può ipotizzare che nella prova B l'azoto organico biodegradabile venga consumato prima, provocando la riduzione delle concentrazioni dei TKN già nella fase iniziale della prova e consumi di TKN maggiori rispetto al consumo della sola ammoniaca. La solubilizzazione dell'azoto organico spiega anche perché dopo la prima ora di prova le concentrazioni di entrambi i tipi di TKN siano aumentate. Una volta esaurita la frazione dell'azoto organico colloidale che può passare in soluzione, i consumi non sono più compensati dalla solubilizzazione e diventano pertanto più marcati. Al termine della prova, quando le concentrazioni si sono quasi esaurite, si registra un nuovo calo dei consumi.

Tabella 25: Consumi prova A:  $NLR = 0,35 \text{ kgN/m}^3$

Tempo	N-NH <sub>4</sub> consumati [mg/l]	TKN consumato [mg/l]	TKN ff consumato [mg/l]
10 min	19,4	0	0
30 min	1,6	0	0
1 ora	0,9	31,8	0
5 ore	13,4	21,3	24,4
1 giorno	72,1	164,2	138,3
2 giorni	10,6	56,9	31,9
3 giorni	0	0	39,4

Tabella 26: Consumi prova B:  $NLR = 0,17 \text{ kgN/m}^3$

Tempo	N-NH <sub>4</sub> consumati [mg/l]	TKN consumato [mg/l]	TKN ff consumato [mg/l]
10 min	11,0	24,8	15,3
30 min	3,9	12,0	9,1
1 ora	5,8	0	0
5 ore	26,1	41,4	49,6
1 giorno	0	37,5	37,5
2 giorni	0	42,9	24,1
3 giorni	0	0	1,6

A partire dai risultati delle analisi, sono state calcolate le concentrazioni dell'azoto organico solubile, ottenuto come differenza tra il TKN flocculato e filtrato e l'azoto ammoniacale, e dell'azoto organico colloidale, espresso come differenza tra il TKN filtrato e il TKN flocculato e poi filtrato. Infine, si è ricavato il valore dell'azoto organico disciolto totale, come somme di quello solubile e di quello colloidale.

Di seguito vengono esposti, sottoforma di grafico in scala semilogaritmica, i risultati ottenuti dalle elaborazioni delle misure sperimentali effettuate.

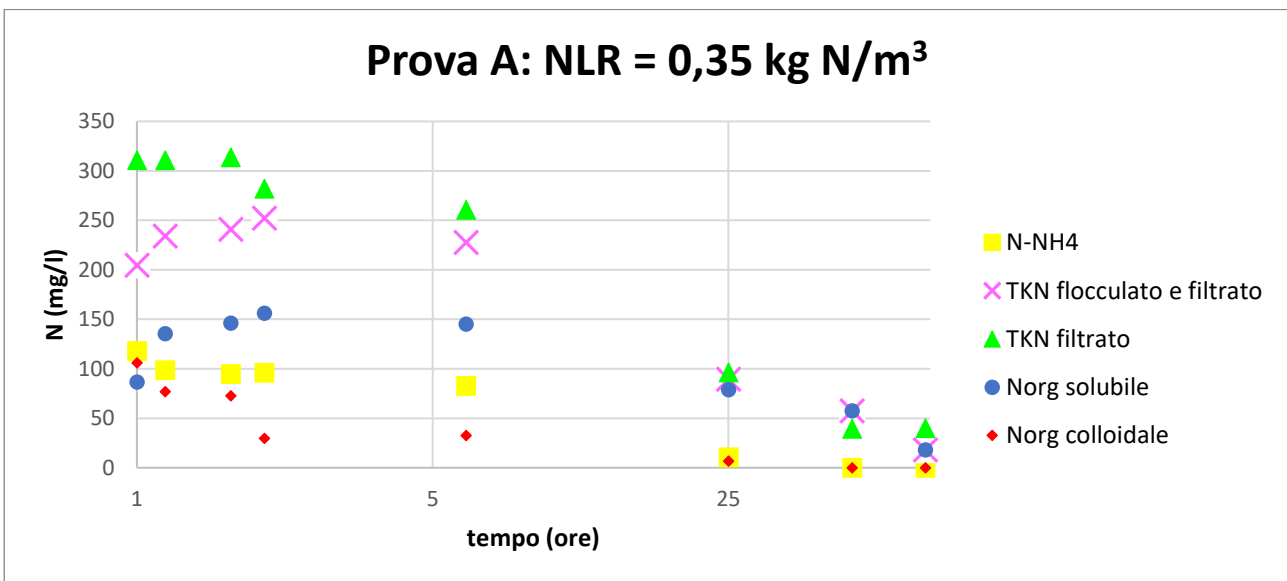


Figura 24: Andamento N nel tempo, prova A

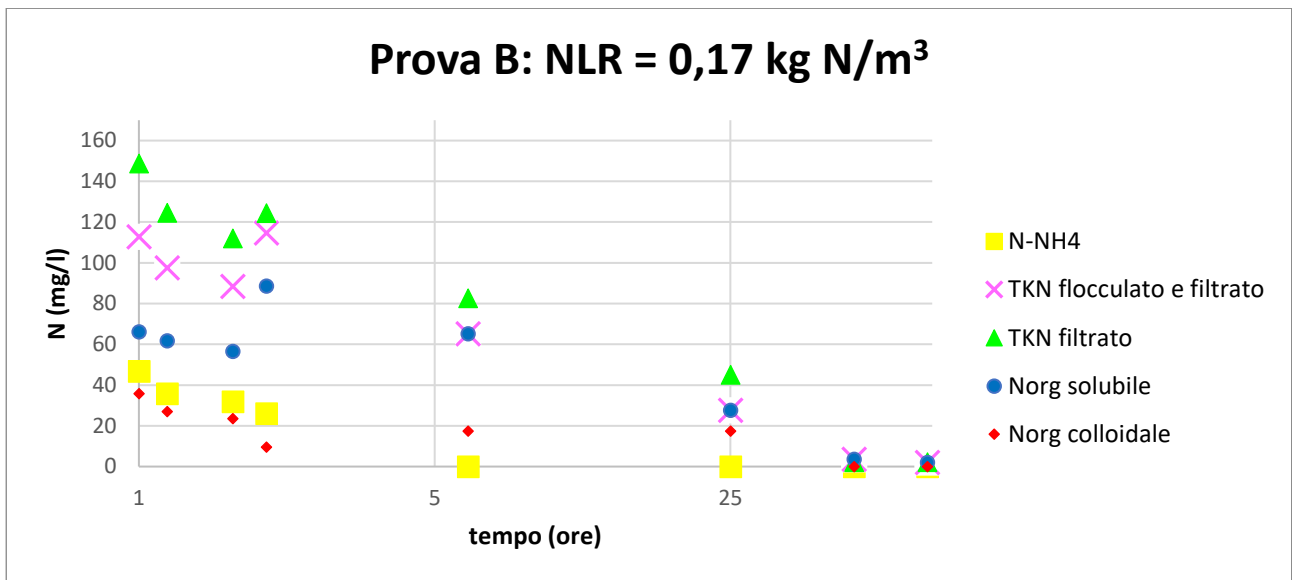


Figura 25: Andamento N nel tempo, prova B

Le concentrazioni delle diverse frazioni dell'azoto disciolto tendono a diminuire nel tempo. L'elemento che si consuma prima è l'azoto ammoniacale, esaurito completamente già dopo 5 ore per la prova B e quasi del tutto terminato dopo un giorno per la prova A. Per entrambi i campioni si nota che l'azoto organico solubile ha un picco nelle prime ore, mentre diminuisce nella fase finale, in conformità con l'ipotesi che una parte dell'azoto colloidale solubilizzi. Ipotizzando che la concentrazione di azoto solubile rimasta al termine della prova corrisponda alla sua frazione non biodegradabile, si ricava per differenza la frazione biodegradabile consumata durante la prova.

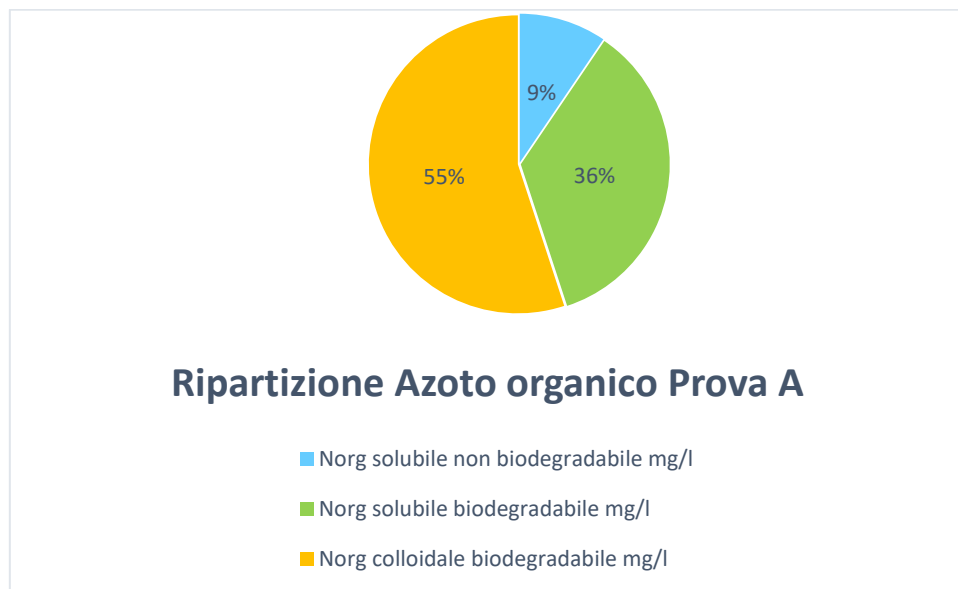
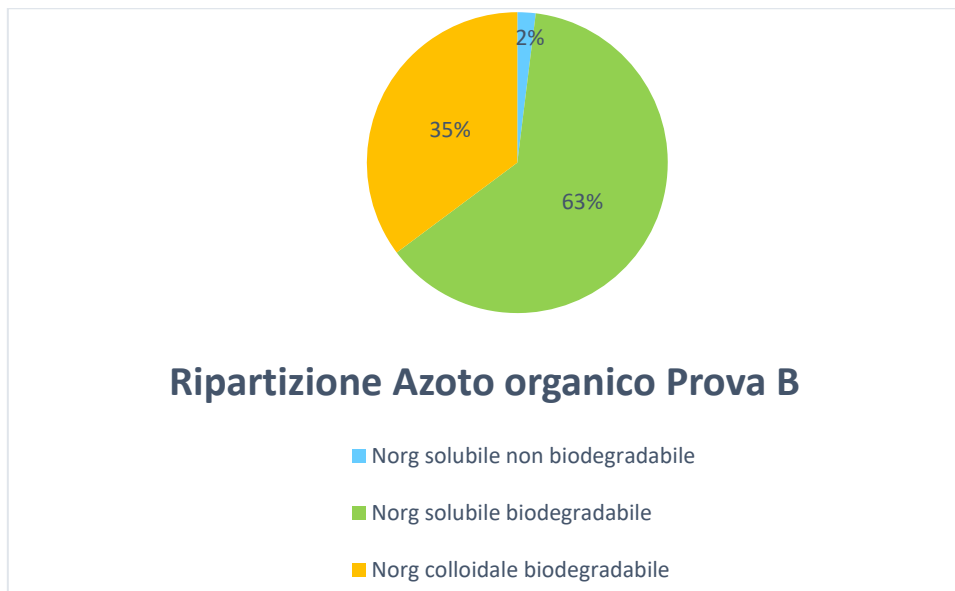


Figura 26: Ripartizione dell'azoto organico per la prova A



*Figura 27: Ripartizione dell'azoto organico per la prova B*

Dai dati risulta che, per la prova A, l'azoto organico solubile sia per circa il 79 % biodegradabile e per il restante 21 % non biodegradabile. Per la prova B, invece, il 97 % risulta essere biodegradabile e il 3 % non biodegradabile. Le ripartizioni dell'azoto organico colloidale, trattenuto dopo la filtrazione dei campioni flocculati, risultano essere simili per le due prove. Infatti, sia per la prova A che per la prova B tutto l'azoto colloidale risulta essere biodegradabile. L'azoto organico disciolto totale, ricavato come somma dell'azoto organico solubile e di quello colloidale, ha un andamento decrescente nel tempo per entrambe le prove, ma mentre per la prova A il 9,5 % viene definito non biodegradabile, per la prova B solo il 2 % risulta essere non biodegradabile. La differenza tra i valori della prova A e quelli della prova B potrebbe essere causata dall'interruzione della prova A prima che tutto il carico di azoto disponibile potesse essere biodegradato. Infatti, al termine dei 3 giorni, mentre nella miscela della prova B l'azoto era stato consumato quasi completamente, nel fango della prova A erano ancora presenti delle forme di azoto organico. Arrestando la prova, tutto l'azoto organico rimasto è stato considerato come non biodegradabile, anche se, fornendo più tempo ai microrganismi, una sua frazione avrebbe potuto essere ancora nitrificata.

### 3. Analisi tecnico-scientifica di processi e impianti innovativi nel nuovo centro di valorizzazione fanghi di Castelfranco Veneto (località Salvatronda)

Negli ultimi anni i limiti agli scarichi sempre più restrittivi e la disponibilità di tecnologie innovative che garantiscano elevate prestazioni e ridotti consumi hanno indotto i gestori degli impianti di trattamento di acque reflue a modificare i classici schemi di trattamento per inserire unità più efficienti, sia da un punto di vista delle rimozioni che dei consumi. Inoltre, si sono sviluppate e diffuse nuove applicazioni che ampliano il concetto di trattamento, includendo all'interno degli impianti di trattamento le prospettive di recupero di risorse e di energia.

La società Alto Trevigiano Servizi gestisce l'impianto di trattamento di Castelfranco Veneto in località Salvatronda, che attualmente ha una potenzialità di 67.500 AE, e ha progettato un piano per l'ampliamento e l'efficientamento del sistema di depurazione. Sono state valutate e confrontate criticamente diverse soluzioni tecnico-economiche per progettare l'upgrading dell'impianto di depurazione. I principali interventi a cui l'impianto viene sottoposto sono relativi a all'ampliamento della linea acque a 120.000 AE e a quello della linea fanghi a 406.500 AE. Nello specifico, come mostrato in Figura 28, le unità di processo principalmente analizzate e le relative soluzioni valutate sono riferite alle unità operative di:

- 1- filtrazione dinamica in linea acque;
- 2- idrolisi termica in linea fanghi;
- 3- essiccamento termico in linea fanghi
- 4- flottazione del surnatante alla centrifuga in linea fanghi;
- 5- rimozione/recupero nutrienti (azoto e fosforo) dai surnatanti anaerobici;
- 6- trattamento odori.

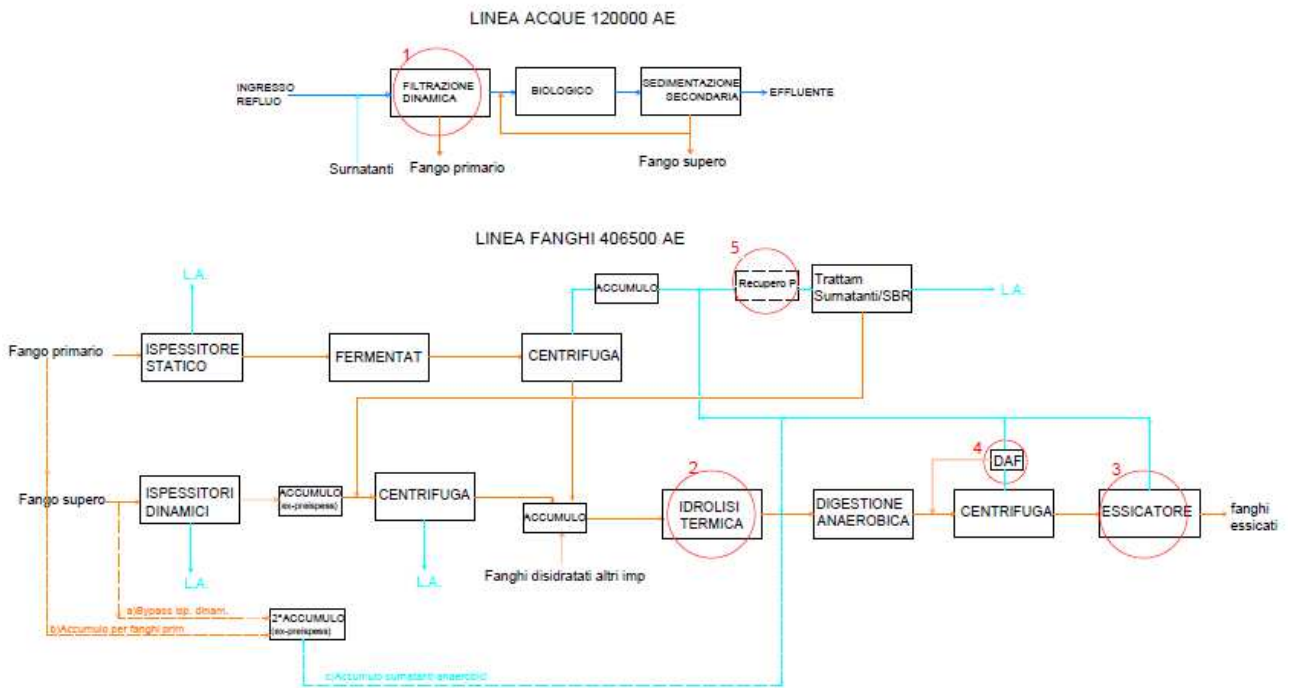


Figura 28: Schema di progetto dell'impianto di Salvatronda e unità di processo analizzate

Per ciascuna unità operativa sopra riportata sono state richieste offerte tecnico-economiche, sempre concordate con l'azienda ATS e con il gruppo di progettazione, per valutare la migliore tecnologia da integrare al sistema di trattamento. I dati di partenza per i dimensionamenti trasferiti alle aziende sono derivati dai dati a base progetto delle singole unità operative provenienti da bilanci di massa (ref. Relazione Supporto all'ingegneria di processo per gli interventi di upgrading/ampliamento dell'impianto di depurazione di Castelfranco-Salvatronda, TV: FASE I – STUDIO DI FATTIBILITÀ), da simulazioni di processo e di scenario effettuate in fase di progettazione e dalla campagna analitica sito-specifica effettuata da Marzo a Giugno 2018. Le offerte ricevute sono state analizzate confrontando le prestazioni ottenibili dalle diverse tecnologie proposte, i relativi consumi di energia e di acqua e, ove possibile, i recuperi ottenibili. Gli interventi di upgrading sono concentrati prevalentemente in linea fanghi, in cui si prevede l'inserimento dell'unità di idrolisi termica come pretrattamento alla digestione anaerobica.

### 3.1. Audit tecnologico degli impianti di filtrazione primaria

Si è deciso di implementare la filtrazione primaria nella linea acque dell'impianto di Salvatronda al fine di ottimizzare e supportare le rese di separazione dei sedimentatori primari gravitazionali, che possono essere riutilizzati come vasche di equalizzazione nei periodi di maggior afflusso. La filtrazione permette la rimozione dei solidi dal flusso liquido con elevate efficienze, ridotti consumi e ingombri notevolmente inferiori rispetto ai sedimentatori primari.

Di seguito viene riportata un'analisi delle principali tecnologie disponibili sul mercato relative all'unità di filtrazione primaria. Per ogni tecnologia viene sintetizzato il principio di funzionamento, le efficienze di rimozione attese e i principali parametri operativi e gestionali.

#### 3.1.1. Descrizione delle tecnologie di filtrazione primaria

La filtrazione primaria è un processo che permette la separazione dei solidi dall'acqua reflua mediante il passaggio del flusso attraverso una superficie filtrante, che rappresenta un ostacolo fisico per le particelle che vengono trattenute mentre lascia passare l'acqua.

La microfiltrazione è un particolare meccanismo di filtrazione in cui la superficie di separazione, detta microscreen o microsetaccio, è caratterizzata da aperture inferiori a 1000  $\mu\text{m}$ . I filtri sono attrezzati con unità autopulenti a gravità e sono progettati in modo tale da ottenere la separazione dei solidi in ingombri ridotti e con bassi consumi energetici. La configurazione dell'unità di microfiltrazione può essere strutturata per inserire le operazioni di ispessimento e disidratazione del materiale sedimentato all'interno dell'unità di filtrazione.

Le varie modalità di filtrazione vengono sinteticamente descritte per permettere un confronto tra le diverse tecnologie.

##### 3.1.1.1. Microfiltrazione a tamburo o a disco

Nella configurazione a tamburo, l'acqua da trattare viene alimentata all'interno di un tamburo centrale, che supporta un tessuto fissato a dei pannelli montati direttamente sul tamburo. In genere, la dimensione dei pori per l'applicazione della tecnologia alla filtrazione primaria è di 100  $\mu\text{m}$  e l'unità viene posta a valle dei pretrattamenti di grigliatura, desabbiatura e disoleatura. I solidi vengono intrappolati sul lato interno del tessuto filtrante causando una graduale occlusione dei pori, mentre l'acqua filtrata scorre verso l'esterno. La pressione idrostatica e il livello dell'acqua all'interno del tamburo aumentano progressivamente. Quando il battente d'acqua tra l'interno



(feedtank) e l'esterno (filtratetank) del tamburo raggiunge un prefissato valore, un sensore di livello accende automaticamente il comando di rotazione del tamburo e la pompa di controlavaggio. Il tessuto filtrante viene pulito con acqua in pressione a circa 6 - 8 bar pompata da una serie di ugelli. Il flusso di controlavaggio attraversa il tessuto filtrante e trascina via con sé i solidi trattenuti sul lato interno del tamburo, che vengono convogliati in un serbatoio di raccolta dei fanghi. Durante la fase di controlavaggio la filtrazione continua sulla porzione pulita del pannello. La tecnologia di microfiltrazione garantisce bassi consumi energetici, dato che finché non viene avviata la pulizia il processo non necessita di energia elettrica. Inoltre, il design della macchina è progettato per ottimizzare le varie operazioni all'interno dell'unità filtrante, minimizzando gli ingombri fino al 90% in meno rispetto all'impronta occupata dalle vasche di sedimentazione primaria. Il tempo di ritenzione idraulica è dell'ordine dei minuti e l'efficienza di rimozione attesa dei solidi sospesi è di circa il 50 %, equivalente a quella dei sedimentatori primari. Le rese di rimozione possono essere incrementate fino al 70 – 90 % con il dosaggio di 1 - 3 mg/l di polimeri, predisponendo uno stadio di flocculazione a monte del filtro. L'aggiunta di coagulanti oltre ai polimeri potrebbe influenzare negativamente la resa dei processi biologici a valle, causando la mancanza del fosforo necessario alla crescita batterica, per cui l'eventuale aggiunta di coagulante consigliata è limitata a 1 - 4 mg Me<sup>3+</sup>/l. La combinazione della tecnologia di microfiltrazione con il dosaggio di polimeri può essere inoltre adattata per ottenere una fase di pre-precipitazione del fosforo, con rimozioni attese che possono raggiungere il 90% dei TSS e di P.

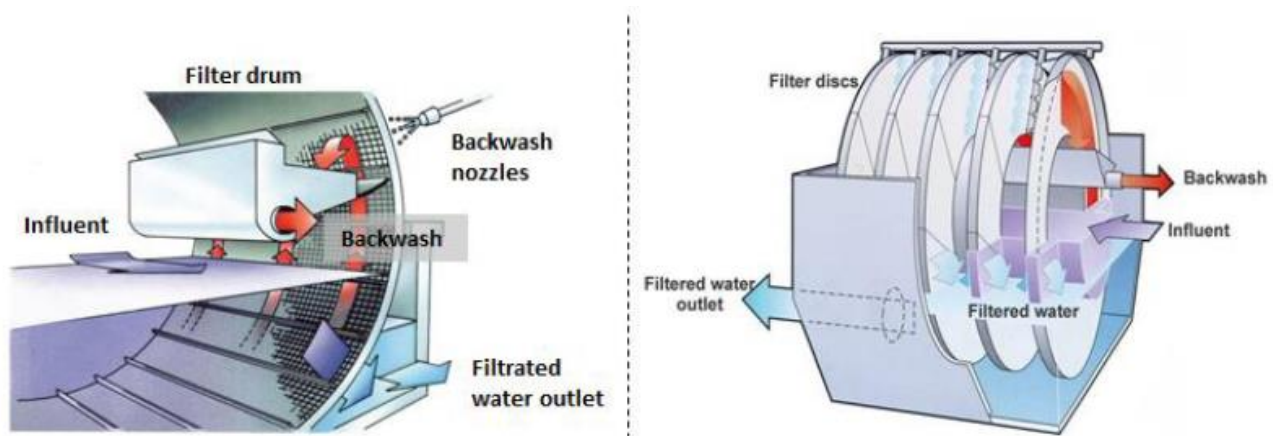


Figura 29: Filtri a tamburo (destra) e a disco (sinistra)

### 3.1.1.2. Filtri a nastro rotante

I filtri a nastro rotante sono costituiti da una cintura mobile di rete metallica, su cui si deposita il materiale trattenuto. L'acqua da trattare entra nell'unità e attraversa per gravità la cinghia filtrante, mentre le particelle solide vengono trattenute sulla superficie del nastro. Le maglie del nastro hanno

una dimensione di 250-500  $\mu\text{m}$  per le applicazioni ai trattamenti primari. Quando il nastro necessita pulizia dei sensori di livello fanno accendere i motori per azionare la rotazione del nastro e il controlavaggio. Le cinghie ruotano per allontanare i solidi trattenuti e ricambiare la superficie filtrante, garantendo la continuità dell'operazione di filtrazione. La pulizia avviene infatti in una zona separata dalla filtrazione, che continua senza interruzioni anche mentre avviene il lavaggio. Lo strato di solidi accumulato viene rimosso con l'ausilio di un sistema automatico di pulizia, costituito in genere da una lama d'aria, un getto d'acqua o da dispositivi meccanici. Potrebbe essere necessaria anche una pulizia con acqua calda, per la rimozione di oli, grassi e materiale accumulato nella rete filtrante. I filtri a nastro rotante riescono ad ottenere un'efficienza di rimozione dei solidi del 25 – 70 % TS, che può essere incrementata se si combina questa tecnologia con il dosaggio di polimeri. Oltre all'operazione di filtrazione, alcune configurazioni prevedono anche la possibilità di disidratare il fango filtrato all'interno dell'unità. I filtri a nastro rotante hanno un design compatto, che permette risparmi di spazio fino al 90 % rispetto ai sedimentatori convenzionali, hanno bassi consumi energetici e bassi costi di investimento e di gestione.

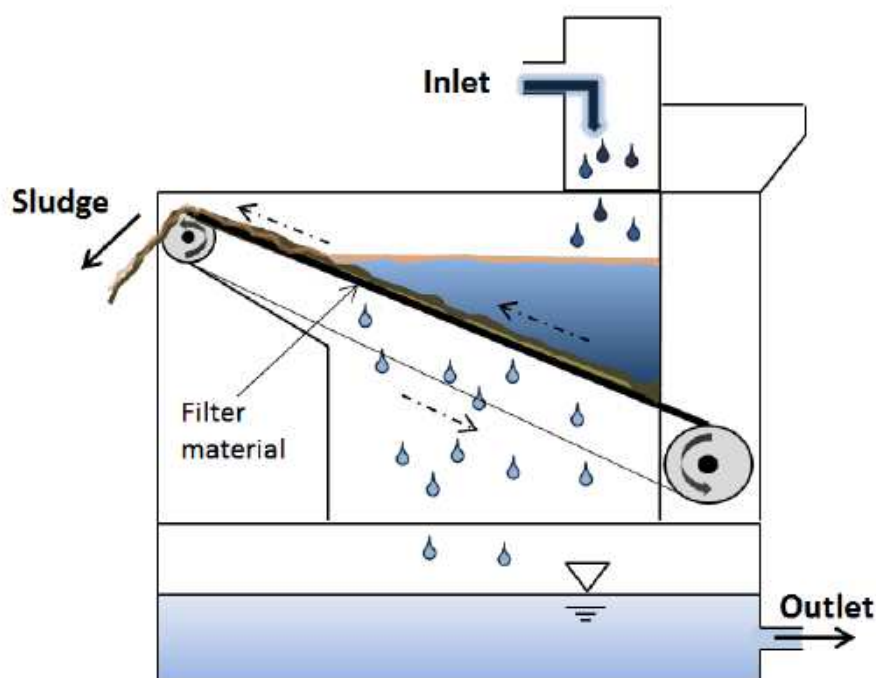


Figura 30: Filtro a nastro rotante

Un'applicazione particolare dei filtri a nastro rotante è stata sviluppata dall'azienda Mecana. Mecana è un fornitore di filtri terziari, che ha adattato le sue macchine in modo tale da poterle utilizzare anche nei trattamenti primari. Il filtro Mecana Pile Cloth Media Filter è costituito da un tessuto formato da fibre simili a filamenti naturali. Durante la filtrazione le fibre restano distese mentre l'acqua reflua attraversa il tessuto. Le particelle invece vengono trattenute dalle fibre che

formano una barriera per i solidi. La pressione idraulica sull'unità del filtro aumenta progressivamente, finché ad un prefissato livello del battente idraulico viene avviato il processo di pulizia del filtro. Il filtro viene ruotato e lo strato di solidi viene portato via per mezzo di un dispositivo di aspirazione. Durante il controlavaggio, le fibre si posizionano verticalmente all'interno della testata di aspirazione, in modo tale da rimuovere più facilmente i solidi trattenuti. La tecnologia Pile Cloth Media Filter permette di ottenere elevate efficienze di separazione e di operare anche ad alte velocità, gestendo i picchi di carico di solidi e richiedendo ridotti volumi di acqua di lavaggio.

### 3.1.2. Analisi comparativa

A supporto dell'ottimizzazione delle rese di separazione, le prestazioni ottenibili con le filtrazioni dinamiche sono confrontate nella Tabella 27 con quelle derivanti dalle tecnologie convenzionali di separazione dei solidi, come la separazione gravitazionale, la flottazione ad aria disciolta ed i pacchi lamellari. Le diverse tecnologie di filtrazione sviluppate possono essere confrontate mediante dei parametri prestazionali, operativi e gestionali. Come indicatori di performance, che devono essere rappresentativi dell'efficienza della tecnologia, si sono considerate le efficienze di rimozione percentuali dei principali inquinanti, ovvero dei TSS, del COD, del BOD, dell'azoto e del fosforo. I parametri operativi scelti per confrontare le diverse tecnologie sono la produzione di fango e l'eventuale dosaggio di chemicals. Per gli indicatori gestionali invece sono stati analizzati il footprint, i consumi elettrici, i costi di investimento e quelli di esercizio.

Tabella 27: Confronto delle tecnologie di separazione dei solidi

	Efficienze di rimozione [%]					Indicatori Operativi		Riferimenti	Indicatori Gestionali				Note	Riferimenti
	TSS	COD	BOD	TN	TP	Produzione e Fango [kg/m <sup>3</sup> ]	Dosaggio Chimico [mg/l]		Footprint	Consumo energetico [kWh/m <sup>3</sup> ]	Costi di investimento	Costi di esercizio		
<b>Sedimentatori primari</b>	40 ÷ 70	25 ÷ 35	25 ÷ 40	< 10	16 ÷ 20	10 ÷ 40		Metcalf & Eddy (2014), Lema & Suarez (2017), DWA BIZ 11.4 (2008)	<b>Grande</b>	0.016 ÷ 0.029	High, 50÷100 €/m <sup>3</sup> /d High, 67 €/m <sup>3</sup> /d*	-	*400k€ per 50000 AE (560m <sup>3</sup> serbatoio)	Lema & Suarez (2017), POWERSTEP data
<b>Trattamenti primari chimicamente avanzati</b>	80 ÷ 90	55 ÷ 75	40 ÷ 80	10 ÷ 20	60 ÷ 80	20 ÷ 70	20 ÷ 60 coagulante 0.5 ÷ 2 polimero		<b>Grande Medio</b> (70/80% meno di PST)	0.01 ÷ 0.036 0.006	High, 50÷120 €/m <sup>3</sup> /d High, 133 €/m <sup>3</sup> /d*	0.01÷0.074 €/m <sup>3</sup> 0.026€/m <sup>3</sup> per 1mg/l polimero o 15 mgFe/l	*800k€ per 50000 AE(multiflo conf.)	Lema & Suarez (2017), POWERSTEP data
<b>Sedimentatori a lamelle</b>	50 ÷ 70	-	30÷ 50	10 ÷ 30	30 ÷ 40	15 ÷ 25	N	Lema & Suarez (2017)	<b>Medio</b> (70/80% meno di PST)	0.016 ÷ 0.028	Medium, 25÷40 €/m <sup>3</sup> /d	-	*2.25÷3.6 Mio.€ per 90000 AE	Lema & Suarez (2017)
	60 ÷ 90	-	40 ÷ 60	15 ÷ 20	60 ÷ 75	20 ÷ 35	20 ÷ 60 coagulante 0.5 ÷ 2 polimero		-	-	Medium, 25÷40 €/m <sup>3</sup> /d	-	*2.25÷3.6 Mio.€ per 90000 AE	Brinkmann (2016) Lema & Suarez (2017)
<b>Filtri a tamburo o a disco</b>	40 ÷ 60	Up to 60	15 ÷ 30	5 ÷ 10	0 ÷ 40	6 ÷ 14	N	Libhaber & Jaramillo (2012), Lema & Suarez (2017), Väänänen et al. (2016) Powerstep Data	<b>Piccolo</b> (Fino a 90% meno di PST)	0.005 ÷ 0.03, 0.01*	Medium, 25÷40 €/m <sup>3</sup> /d	-	*inclusi miscelatori per flocc. & coagulazione	Lema & Suarez (2017), Hey (2016)
	80 ÷ 90	Up to 80	50 ÷ 60	5 ÷ 10	50 ÷ 90	Up to 25	S		<b>Piccolo</b> (Fino a 90% meno di PST)	0.006 ÷ 0.01*	High, 187 €/m <sup>3</sup> /d** , con serbatoio coag. (456m <sup>2</sup> )	0.03 €/m <sup>3</sup> per 2.5mg/l polimero o 13 mgFe/l	*incluso dosaggio chimico, **1.12 Mio.€ per 50000 AE con serbatoio coag. (456m <sup>2</sup> area filtro)	POWERSTEP data
<b>Filtri a nastro rotante</b>	25 ÷ 60	15 ÷ 40	15 ÷ 30	< 10	0	30 ÷ 200	N	Franchi & Santoro (2015), Lema & Suarez (2017)	<b>Piccolo</b> (Fino a 90% meno di PST)	0.037 ÷ 0.056	Medium, 25÷70 €/m <sup>3</sup> /d	-	-	Lema & Suarez (2017), Rusten & Ødegaard (2006)
	65 ÷ 75	46	41	-	15 ÷ 20		S		<b>Piccolo</b> (Fino a 90% meno di PST)	0.061 ÷ 0.103	50% of convenzion ale PST	0.016÷0.04 €/m <sup>3</sup>	*400k€ per 50000 AE (560m <sup>3</sup> serbatoio)	
<b>Filtrazione ad aria disciolta DAF</b>	32 ÷ 82	71	51	44	53	≈ 6.5	N	Kim (2015)Johnson (2014), Bratby (1982),Ødegaard (2001)	<b>Piccolo</b> 40m x 25m*	0.026 ÷ 0.05	Low, 25÷5 €/m <sup>3</sup> /d per 1000 ÷ 10000m <sup>3</sup> /h	61÷98 k€/anno 610÷980 k€/anno	*120 m <sup>3</sup> /d capacità dell'impianto	Johnson (2014), Brinkmann (2016),POWER STEP data
	50 ÷ 97	30 ÷ 84	-	-	92 ÷ 96		S							

### 3.1.3. Valutazione e analisi comparativa tecnico economica

L'impianto di depurazione di Salvatronda in configurazione di progetto sarà alimentato con una portata media in ingresso nel periodo di secco pari a 30.000 m<sup>3</sup>/giorno. In fase progettuale, dai calcoli idraulici e dalla campagna sperimentale effettuata si è imposto un fattore di picco pari a 1,5 ai fini del calcolo della portata di punta in periodo secco. La portata massima di pioggia è stata posta pari a 2 volte quella media e vale, quindi, 60.000 m<sup>3</sup>/giorno. I dati relativi alle portate di progetto sono riassunti in Tabella 28, mentre le caratteristiche chimico-fisiche dell'influente sono sintetizzate in Tabella 29.

Tabella 28: Portate di progetto

PORTATE	VALORI	
Q <sub>mn</sub>	30000	m <sup>3</sup> /d
F <sub>p</sub>	1,5*	-
Q pioggia = 2Q <sub>mn</sub>	60000	m <sup>3</sup> /d

\*a favore di sicurezza

Tabella 29: Caratteristiche influente

PARAMETRI	CONCENTRAZIONI	
COD	450	mg/l
BOD <sub>5</sub>	273	mg/l
TSS	243	mg/l
TKN	53,5	mg/l
N-NH <sub>4</sub>	39,8	mg/l
N-NO <sub>3</sub>	0,3	mg/l
N-NO <sub>2</sub>	0	mg/l
N <sub>tot</sub>	54,9	mg/l
P-PO <sub>4</sub>	3,85	mg/l
P <sub>tot</sub>	7,7	mg/l
VSS	218,7	mg/l
ISS	24,3	mg/l
TSS media ingresso impianto	243	mg/l
TSS picco ingresso impianto	490	mg/l

L'influente viene pretrattato tramite grigliatura, desabbiatura e disoleatura prima di giungere alla sedimentazione primaria. Nello specifico lo schema di flusso è di seguito dettagliato:

- 1- Grigliatura media: 50 mm;
- 2- Sollevamento;
- 3- Setacciatura fine con luce di 5 mm su 3 canali;

4- Dissabbiatura/disoleatura su 2 unità aerate con ponte va e viene.

A sostegno delle potenziali rese di separazione dei solidi sospesi i risultati di una curva granulometrica effettuata sull'influente nel mese di Ottobre 2018 sono riportati in Tabella 30.

Tabella 30: Curva granulometrica dei solidi in ingresso impianto

micrometri (d)	% ritenuto cumulativo	% differenza	% passante cumulativo
0	100		0
54	58	42	42
90	45	13	55
158	29	16	71
250	29	0	71
350	29	0	71
500	19	10	81
1000	12	7	88
>1000	0	12	100

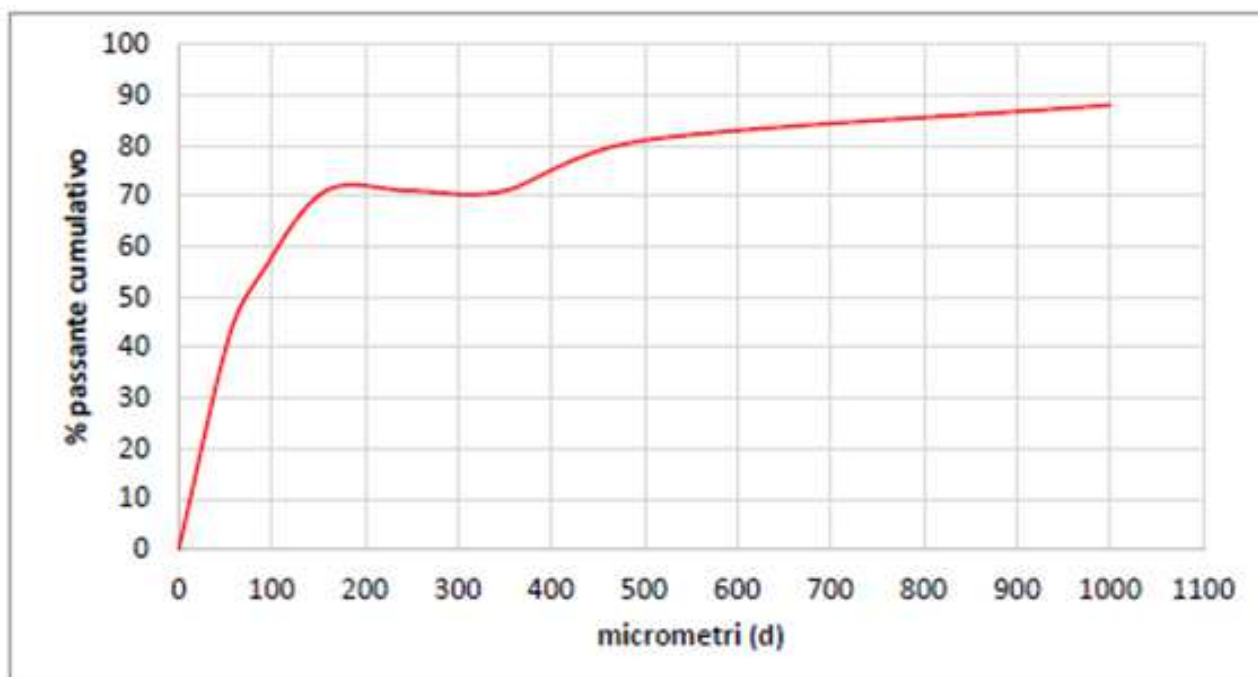


Figura 31: Curva granulometrica dei solidi in ingresso impianto

Sono state ricevute 3 offerte per l'inserimento dei filtri per i trattamenti primari, in sostituzione dei sedimentatori, nella linea di processo dell'impianto di Salvatronda. Di seguito vengono proposti i dettagli e l'analisi comparativa effettuata.

### 3.1.3.1. Nordic Water Sobyte

La proposta di Nordic Water prevede l'utilizzo di 12 filtri a nastro Sobyte TD20, di cui 11 operativi e 1 in stand-by, in sostituzione dei sedimentatori primari.

Nella configurazione Sobyte l'acqua attraversa un nastro filtrante, mentre le particelle solide vengono trattenute. Quando necessita di pulizia il nastro ruota, viene pulito da una spazzola e lavato con un getto d'acqua ad alta pressione. Le particelle separate dalla spazzola vengono convogliate in una pressa che disidrata il fango fino ad un contenuto in secco di circa il 5 % TS, mentre l'acqua di spremitura drena per gravità all'esterno del filtro e viene ricircolata in testa impianto.

Ogni macchina è dotata di un nastro avente luce di filtrazione di 300  $\mu\text{m}$ , con un'area di filtrazione di 2  $\text{m}^2$  per ogni filtro ed occupa un'impronta a terra di 2,6x1,425  $\text{m}^2$ . Ogni filtro è dotato di un motore per avviare la rotazione dei nastri quando necessitano di pulizia, un motore per attivare le spazzole e uno per azionare la pressa che disidrata il fango trattenuto. L'efficienza di rimozione dei solidi sospesi prevista è superiore al 50 % e vicina al 55 % TS. L'acqua di lavaggio lavora ad una pressione di 6 bar e con una portata media di 0,46  $\text{m}^3/\text{h}$  che, per manutenzioni straordinarie, può arrivare fino a 2  $\text{m}^3/\text{h}$ . Ogni unità consuma in media 14,4  $\text{m}^3/\text{d}$  di acqua fredda e 0,06  $\text{m}^3/\text{d}$  di acqua calda. I motori per la movimentazione e la pulizia dei nastri lavorano in media 6 ore al giorno, mentre la pressa ha un tempo di funzionamento giornaliero di 3 ore, con un consumo totale di 7,44 kWh/d per ogni macchina.

Il prezzo totale dell'offerta è di € 966.000, considerando 12 macchine da € 78.000 l'una e 2 unità di trasporto della frazione solida da € 15.000 ognuna. Dall'offerta sono escluse le seguenti voci:

- Trasporto: € 8.800;
- Strumentazione dosaggio polimeri per portata massima di 2500  $\text{m}^3/\text{h}$ : € 45.000;
- Assistenza all'installazione: € 5.900;
- Assistenza allo start-up/formazione /controllo delle operazioni: € 12.300.

La tecnologia di Nordic Water è attualmente applicata in piena scala, sia in impianti industriali che in centri di depurazione delle acque. Gli impianti referenziati indicati sul sito dell'azienda sono 3, di cui 1 industriale e 2 di trattamento delle acque reflue urbane, come mostrato nella Tabella 31. La tecnologia risulta applicata principalmente in Nord Europa. Si evidenzia che i modelli applicati nelle referenze indicate nel sito dell'azienda sono diversi da quelli riportati successivamente nell'offerta per Castelfranco e non tutti sono applicati come trattamenti primari. Sono riportate le portate

massime da trattare, ma non sono evidenti le dimensioni degli impianti referenziati da parte dell'azienda.

Tabella 31: Referenze Nordic Water

IMPIANTO	STATO	MODELLO APPLICATO	Q max [m <sup>3</sup> /h]
Impianto di processo alimentare Findus, Bjuv	Svezia	DynaDisc	800
WWTP Himmerfjärdsverket	Svezia	DynaDisc	6.000
WWTP Himmerfjärdsverket di Sundet, Växjö	Svezia	DynaSand	3.000

### 3.1.3.2. Salsnes

L'offerta proposta da Salsnes consiste nell'installazione di 6 filtri a nastro SFK600C, di cui 5 operativi e 1 in stand-by, per il trattamento delle acque reflue urbane.

Ogni unità contiene un filtro a maglie montato su un carrello removibile. Durante il processo di filtrazione l'acqua reflua in ingresso attraversa il nastro mentre le particelle si depositano e si accumulano, ostruendo progressivamente il filtro. Quando il battente raggiunge un livello prestabilito, una ruota dentata brevettata riposiziona e fa ruotare il nastro per avviare la pulizia. Il sistema di lavaggio utilizza acqua ad alta pressione ed un raschiatore per rimuovere il fango dalla maglia filtrante facendolo cadere in una coclea, dove viene ispessito per ottenere un contenuto in secco di circa il 4 - 7% TS. L'efficienza di rimozione di solidi dichiarata è del 40 – 50 % TSS, senza l'utilizzo di polimeri.

L'offerta di Salsnes ha un prezzo di € 983.048, comprensivo di 2 sensori di livello, 6 macchine SFK600C con raschiatori e sistema di pulizia ad alta pressione, 2 viti per la movimentazione del fango, la pompa ad alta pressione, il pannello di controllo, il sistema di comunicazione SCADA e HMI, il progetto del sistema con i disegni della configurazione, la supervisione all'installazione per una settimana in sito, l'avviamento e la formazione degli operatori per due settimane in sito, i termini di garanzia standard e il trasporto a Castelfranco Veneto. Dall'offerta sono esclusi: la vasca di distribuzione in ingresso, sebbene il suo design debba essere approvato da Salsnes Filter, la condotta pneumatica in ingresso, le valvole pneumatiche di scarico, le tramogge per i fanghi, le pompe e le condotte, il sistema di controllo odori e il sistema di disidratazione integrata dei fanghi.

Le referenze della tecnologia riguardanti applicazioni su impianti di trattamento delle acque reflue urbane, indicate sul sito dell'azienda e riportate in Tabella 32, riguardano principalmente applicazioni nel Nord Europa. Le tecnologie sono installate negli impianti come trattamenti primari e, nel caso degli impianti di Aarle-Rixtel e di Beemster, anche per il recupero di cellulosa. Le



applicazioni referenziate sono 10, 4 delle quali utilizzano la tecnologia SFK600 proposta nell'offerta per l'impianto di Salvatronda. Le potenzialità degli impianti in cui sono installate le tecnologie Salsnes spaziano da 2.000 AE a 320.000 AE.

Tabella 32: Referenze Salsnes

IMPIANTO	STATO	MODELLO APPLICATO	POTENZIALITÀ [AE]
Aarle-Rixtel WWTP	Paesi Bassi	SFK600	320.000
Brevika Wastewater Treatment Plant, Tromsø	Norvegia	SF6000	18.700
Beemster WWTP, Middenbeemster	Paesi Bassi	SFK600	170.000
Geiranger WWTP, Stranda	Norvegia	SF2000	2.000
Daphne Utilities Water Reclamation Facility	Alabama	SF6000	
Egå WWTP, Aarhus	Danimarca	SFK600	
Saulekilen Sewage Plant, Arendal	Norvegia	SFK600 Hybrid	80.000
Tiendeholmen WWTP, Namsos	Norvegia	SF6000	18.000
Tomasjord WWTP, Tromsø	Norvegia	SF6000	38.400
Uithuizermeeden WWTP	Paesi Bassi	SF6000	21.300

### 3.1.3.3. Veolia

L'offerta di Veolia comprende 9 filtri a tamburo HDF2010-1S.

Durante il processo di filtrazione l'acqua reflua attraversa il tamburo, mentre i solidi vengono a mano a mano trattenuti, intasando progressivamente la tela fino a raggiungere un valore limite prestabilito di perdita di carico, che può variare tra 0 e 0,25 m. Quando il livello idrico raggiunge la soglia prefissata, il tamburo ruota in modo tale da far lavorare la parte di tela pulita e contemporaneamente lavare la porzione di telo intasata dai solidi trattenuti con un getto di acqua in pressione, garantendo la continuità dell'operazione di filtrazione anche durante la pulizia. Per il controlavaggio viene pompata una portata d'acqua di 2,6 l/s ad una pressione di 7,5 bar. L'acqua sporca, pari a circa il 1 – 3 % del volume dell'acqua trattata in ingresso, viene convogliata per gravità verso un pozzetto posto al centro del filtro. La superficie filtrante ha una maglia di 40 µm ed è costituita da una serie di 50 pannelli, per un'area totale lorda di 22,5 m<sup>2</sup> per ogni unità. La potenza necessaria dichiarata nell'offerta per il motore del filtro è di 1,1 kW, mentre quella per la pompa dell'acqua di controlavaggio è di 5,1 kW, per ogni macchina. Con la configurazione progettata da Veolia si possono raggiungere efficienze di rimozione del 60 %, senza il dosaggio di chemicals.

L'offerta di Veolia prevede un prezzo per ogni macchina HDF2010-1S pari a € 80.000, per un totale di € 720.000.

Le referenze indicate nel sito dell'azienda sono 5, di cui 1 riguarda la tecnologia di microfiltrazione a tamburo considerata nell'offerta per l'impianto di Salvatronda. Non è chiaro se le applicazioni siano su impianti industriali o municipali né se siano installate come trattamenti primari o terziari.

Tabella 33: Referenze Veolia

IMPIANTO	STATO	TECNOLOGIA
Marquette-Lez-Lille	Francia	AnoxKaldnes Hybas Hydrotech Discfilters
Haram Cooling Tower, Mekkah	KSA	Hydrotech Discfilters
Baix Llobregat, Barcellona	Spagna	Actiflo Hydrotech Discfilters
RYA WWTP, Gothenburg	Svezia	AnoxKaldnes MBBR Hydrotech Discfilters
Marine Harvest Dalsfjord	Norvegia	Hydrotech Drumfilters

#### 3.1.4. Analisi comparativa delle tecnologie di filtrazione primaria

Una volta analizzate tutte le tecnologie proposte, sono stati confrontati i parametri relativi alle diverse offerte ricevute. Per prima cosa sono stati esaminati i dati generali sul numero, il funzionamento e l'ingombro delle macchine impiegate. I valori proposti dalle aziende e quelli desunti da calcolo sono riportati nella Tabella 34.

Tabella 34: Confronto dei parametri delle tecnologie di filtrazione

PARAMETRI OPERATIVI		SOYBE TD20 P16010	SALSNES SFK600C	VEOLIA HDF2010-1S
tipo		Nastro	Nastro	Tamburo
pulizia		Acqua	Acqua fredda filtrata a 50 µm	Acqua
macchine operative	n	11	5	9
macchine tot	n	12	6	9
luce filtrazione	µm	300		40
trasportatori	n	2		
pannelli	n			50
A/filtro	m <sup>2</sup>	2		11,25*
A tot lavoro	m <sup>2</sup>	22		101,25
footprint/unità	m <sup>2</sup>	3,7		13,2
footprint	m <sup>2</sup>	> 44		> 119

\*: calcolato come la metà dell'area lorda del filtro, ipotizzando una sommergenza operativa pari a metà dell'altezza per ciascun filtro a tamburo.

Sia Sobyte che Salsnes propongono la stessa tipologia di filtro a nastro, mentre Veolia opta per un modello a tamburo. Da questa scelta derivano le notevoli differenze sulla superficie di filtrazione disponibile. Essendo due tipologie di macchine diverse, anche le superfici di ingombro sono notevolmente differenti e, sebbene l'offerta di Sobyte comprenda un numero di macchine maggiore, il suo footprint complessivo è inferiore di quello di Veolia. A parità di tipologia il parametro del footprint spaziale non è applicabile tra Sobyte e Salsnes, per assenza di dati di riferimento della seconda azienda. Il valore della superficie di lavoro per l'unità di Veolia, in assenza di dati specifici, è stato stimato come la metà dell'area lorda del filtro fornita nella scheda tecnica, ipotizzando che durante il processo di filtrazione la sommergenza operativa sia pari alla metà dell'altezza totale del filtro.

Dopo l'analisi generale, sono stati esaminati i parametri utilizzati dalle diverse aziende per il progetto delle configurazioni proposte, verificandone la corrispondenza con quelli forniti, come osservabile da Tabella 35. Come parametri operativi, sono stati calcolati il carico superficiale in solidi CSS e il carico idraulico superficiale CIS, sia per le condizioni medie che per i picchi di pioggia, in base ai dati utilizzati dai diversi tech providers per la progettazione. Tutte le offerte utilizzano come dato a base progetto la concentrazione media dei TSS in ingresso, ma considerano differenti valori di portata. Sobyte comprende nella relazione tecnica tutti i valori relativi alle diverse condizioni in ingresso di portata media, di picco secco e di pioggia, mentre Veolia utilizza per la progettazione solamente la portata massima nel periodo di pioggia. Pertanto, mentre per l'offerta di Sobyte sono stati calcolati il CSS e il CIS sia con i valori medi che con quelli massimi, per il filtro di Veolia i parametri di carico sono stati calcolati solamente con i valori massimi.

Sono state inoltre confrontate le efficienze di rimozione di solidi dichiarate. Le percentuali di rimozione di Sobyte e Salsnes, che utilizzano la stessa tecnologia di filtrazione, sono confrontabili, mentre quella dichiarata da Veolia è leggermente superiore. Tuttavia, si evidenzia che, a differente principio di funzionamento delle tecnologie, Veolia applica un carico idraulico CIS di  $24,69 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$  ed un carico in solidi CSS pari a  $6 \text{ kgTS}/\text{m}^2/\text{h}$ , valori notevolmente inferiori rispetto a quelli di Sobyte, che in periodo di pioggia ha un CIS di  $113,64 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$  e un CSS di  $28,41 \text{ kgTS}/\text{m}^2/\text{h}$ . Il contenuto in secco dei fanghi in uscita è confrontabile per Sobyte e per Salsnes, mentre non è dichiarato da Veolia.

Tabella 35: Confronti dei parametri di progetto per la filtrazione primaria

PARAMETRI OPERATIVI		SOYBE TD20 P16010	SALSNES SFK600C	VEOLIA HDF2010-1S
Q picco secco	m <sup>3</sup> /d	51.000	51.000	
Q media	m <sup>3</sup> /d	30.000	30.000	
Q max pioggia	m <sup>3</sup> /d	6.0000		60.000
TSS in	mg/l	250	243	243
carico kgTS/d secco	kgTS/d	7.500	7.290	
carico kgTS/d pioggia	kgTS/d	15.000		14.580
TS% nei fanghi	TS %	5	4 – 7	
CSS	kgTS/m <sup>2</sup> /h	14,20		
CSS pioggia	kgTS/m <sup>2</sup> /h	28,41		6,00
CIS	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h	56,82		
CIS pioggia	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h	113,64		24,69
Efficienza rimozione senza polimeri	% TSS	50 – 55 alla Q media	40 – 50	60

Sono stati inoltre confrontati, laddove presenti, i dati sui consumi di acqua e di elettricità necessari per la movimentazione e la pulizia della zona di filtrazione, come mostrato in Tabella 36.

Veolia necessita di una portata di lavaggio di molto superiore rispetto a quelle richieste da Soby e Salsnes, inoltre l'acqua deve essere pompata con una pressione più elevata. Per tutte le tipologie di filtro i motori non lavorano in continuo, ma vengono azionati solamente quando la superficie di filtrazione è sporca. Veolia ha comunque bisogno di una potenza maggiore per la movimentazione del filtro. L'offerta di Soby risulta essere molto dettagliata in termini di dati forniti sulle potenze e sulle modalità di lavaggio, tuttavia non specifica la potenza necessaria per la pompa di lavaggio. Salsnes non fornisce i dati sulle potenze necessarie e sui consumi di acqua e di energia. La potenza totale richiesta per Soby, a meno di quella necessaria alla pompa di lavaggio, è di 23,88 kW ed è stata ricavata dai valori di potenza assorbita dei motori di ogni macchina, moltiplicati per il numero di macchine operative. Quella calcolata per Veolia è pari a 55,8 kW e rappresenta invece la potenza totale installata. Soby fornisce anche i dati sui consumi di acqua e di energia e sulle ore di funzionamento giornaliere delle varie unità, a meno di quelli riguardanti la pompa di lavaggio.

Tabella 36: Confronto consumi per la filtrazione primaria

PARAMETRI OPERATIVI		SOYBE TD20 P16010	SALSNES SFK600C	VEOLIA HDF2010-1S
Q lavaggio max/unità	m <sup>3</sup> /h	2	2	
Q lavaggio medio/unità	m <sup>3</sup> /h	0,46		9,36
Q lavaggio max totale	m <sup>3</sup> /h	22		84
P lavaggio	bar	6	1,5-6	7,5
T max	°C	60		40
potenza motore principale	kW	0,37		1,1
potenza motore spazzole	kW	0,12		
potenza motore pressa	kW	1,5		
potenza pompa controlavaggio	kW			5,1
potenza totale	kW	23,88*		55,8**
t lavoro motore principale	h/d	6		
t lavoro pressa	h/d	3		
consumi	kWh/d	81,84		
consumi/acqua trattata	kWh/m <sup>3</sup>	0,0027		
consumo acqua fredda	l/d	158,4		
acqua fredda/unità	m <sup>3</sup> /d	14,4		
consumo acqua calda	l/d	0,66		
acqua calda/unità	m <sup>3</sup> /d	0,06		

\* : potenza totale assorbita;

\*\* : potenza totale installata.

Infine, in Tabella 37 si sono analizzati i prezzi delle diverse offerte, il costo totale del pacchetto e quello di ogni unità, le voci comprese e quelle escluse. Si evidenzia che, a parità di tecnologia applicata, i costi globali sono paragonabili per Sobyte e Salsnes. L'offerta Sobyte comprende anche il sistema di trasporto dei fanghi, che invece non è previsto da Salsnes. Nel pacchetto Salsnes sono però compresi i servizi di trasporto ed assistenza allo start-up, che invece sono esclusi dall'offerta di Sobyte. Veolia fornisce il prezzo unitario di ogni macchina, compresa della propria vasca di contenimento, mentre esclude dalla fornitura tutte le altre voci.

Tabella 37: Confronto dei prezzi delle offerte di filtrazione primaria

PARAMETRI OPERATIVI	SOYBE TD20 P16010	SALSNES SFK600C	VEOLIA HDF2010-1S
PREZZO/UNITÀ	- Soby TD20: € 78.000 - Meva Conveyors: € 15.000		HDF2010-1S con propria vasca di contenimento: € 80.000
PREZZO TOTALE	<b>€ 966.000</b>	<b>€ 983.048</b>	<b>€ 720.000</b>
INCLUSI		2 sensori di livello; 6 SFK600C, raschiatori, sistema pulizia alta pressione; 2 viti fango; 1 pompa alta pressione; 1 pannello di controllo, comunicazione SCADA e HMI; progetto sistema e disegni configurazione; supervisione all'installazione 1 settimana in sito; avviamento e formazione operatori 2 settimane in sito; termini di garanzia standard (12 mesi dall'installazione o 18 mesi dalla consegna); DAP Castelfranco Veneto	
ESCLUSI	- Trasporto: €8.800,00 - Strumentazione dosaggio polimeri per max 2500m <sup>3</sup> /h: €45.000,00 - Assistenza all'installazione: €5.900,00 - Assistenza start-up/formazione: €12.300,00	Vasca di distribuzione ingresso (il design deve essere approvato da Salsnes Filter); condotta pneumatica ingresso (1200x600 mm), valvole pneumatiche di scarico (DN100); tramogge fanghi, pompe e condotte, sistema controllo odori, tasse, lavori civili, strumentazioni per l'installazione, gru per scarico strumentazione o manutenzione, approvvigionamento acqua fredda a pompa HP (2000 l/h, 1.5-6 bar, filtrata < 50µm), cablaggio elettrico, disidratazione integrata.	Opere civili, Assistenza monitoraggio e avviamento, prodotti chimici, collegamenti idraulici oltre i limiti di batteria, Linea di potenza e linea dati sino al quadro elettrico bordo macchina, trasporto in sito.

### 3.2. Audit tecnologico degli impianti di idrolisi termica

Si vuole valutare la possibilità di integrare la linea fanghi dell'impianto di Salvatronda con un processo di idrolisi termica a monte della digestione anaerobica, per migliorarne la resa in termini di produzione di biogas, consumi energetici e quantità di fango da smaltire. La digestione anaerobica consente di ridurre i volumi da smaltire e di valorizzare il fango con la produzione di biogas. Il processo di digestione si articola in quattro fasi: idrolisi, acidogenesi, acetogenesi e metanogenesi, di cui il primo stadio è spesso lo step limitante che governa l'intero processo. L'inserimento di un pretrattamento di idrolisi termica permette di facilitare ed accelerare la biodegradazione del fango, incrementando le prestazioni della digestione anaerobica. Esistono diverse tecnologie sul mercato, aventi differenti principi di funzionamento e diffusione in scala reale, pertanto si vuole offrire una panoramica delle unità operative più sviluppate.

#### 3.2.1. Descrizione delle tecnologie di idrolisi termica

L'idrolisi termica (Figura 32) è un processo nel quale il fango viene mantenuto per un certo periodo di tempo a determinate condizioni di temperatura e pressione per decomporre le sostanze complesse in prodotti più semplici. Inserendo nella linea fanghi un pretrattamento di idrolisi termica a monte della digestione anaerobica si può aumentare il carico di sostanza secca alimentata al digestore, incrementare la produzione di biogas e ridurre i tempi di ritenzione all'interno del digestore. Il fango in uscita dalla digestione è più facilmente disidratabile e pertanto si possono ottenere migliori prestazioni dalla centrifugazione a valle, ottenendo un fango con un elevato contenuto di solidi e riducendo così i volumi da gestire.

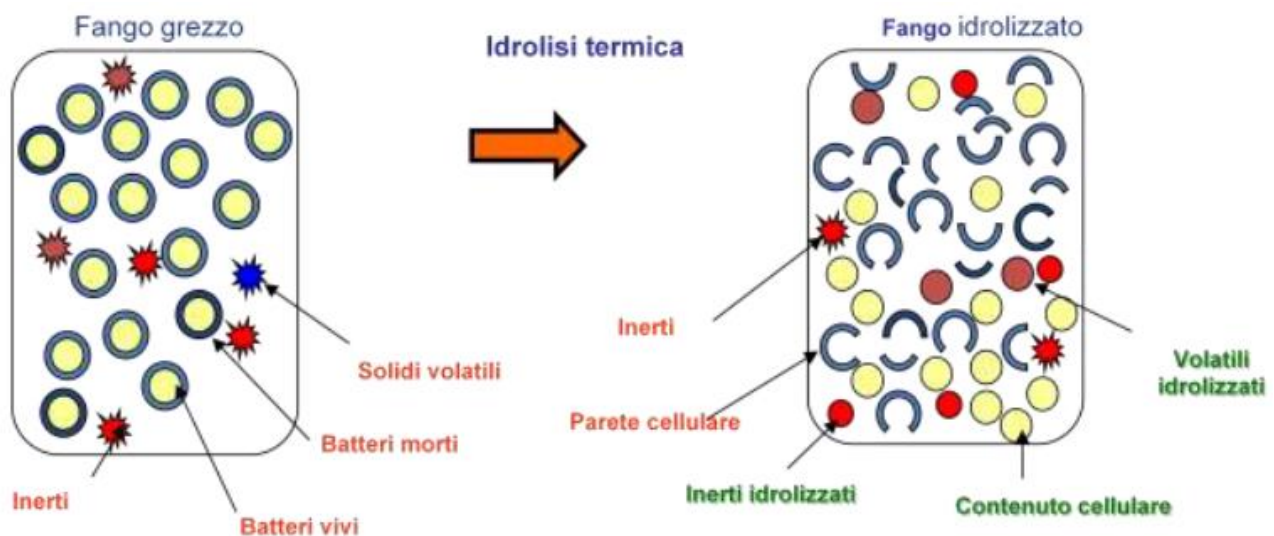


Figura 32: Idrolisi termica

Sono state sviluppate diverse tecnologie commerciali per il processo di idrolisi termica, che possono differire tra loro per la qualità o la quantità dell'influente da trattare, per la scelta dei parametri operativi di temperatura, pressione e tempo di ritenzione o per la modalità di lavoro del reattore, in continuo o in discontinuo. Di seguito si espongono le diverse tecnologie applicabili agli impianti di depurazione.

### 3.2.1.1. Veolia Exelys

Exelys è una tipologia di reattore che lavora in continuo in condizioni controllate di temperatura (165 ° C), pressione (6 - 8 bar) e tempo di permanenza nel reattore (circa 30 minuti). I fanghi alimentati in ingresso possono avere un contenuto in secco maggiore del 22 % TS.

La tecnologia Exelys è applicata in piena scala prevalentemente in Francia e in Nord Europa. Gli esempi riportati in Tabella 38 sono estratti dall'offerta tecnico-economica come impianti di referenza proposti dall'azienda. Sono riportati 8 impianti di recente installazione. In particolare, vengono proposti 5 impianti installati dopo il 2016, mentre gli altri 3 sono diventati operativi dopo il 2009. Le taglie degli impianti sono varie: 4 hanno una capacità inferiore a 5.000 tonnellate di TS/anno, 3 sono dell'ordine di 10.000 tonnellate di TS/anno, mentre 1 ha una capacità di 22.000 tonnellate di TS/anno.

Tabella 38: Referenze Veolia Exelys

IMPIANTO	STATO	ANNO	CAPACITÀ [t TS/anno]
Osberstown	Regno Unito	2018	9.190
Ljubljana	Slovenia	2018	10.800
Yeosu	South Korea	2017/2018	3.500
Billund	Denmark	2016	1.200
Versailles	France	2017	8.300
Marquette-Lez-Lille	France	2014	22.000
Bonneuil-en-France	France	2012	700
Hillerød	Denmark	2009	700

### 3.2.1.2. Veolia Biothelys

La tecnologia Biothelys di Veolia lavora in batch e si ricollega al funzionamento in continuo della digestione tramite una serie di serbatoi di accumulo. Il pacchetto Biothelys è composto da 1 reattore di preriscaldamento abbinato a 4 reattori di idrolisi, in modo tale che il fango sia già riscaldato quando entra nei reattori di idrolisi, e 1 serbatoio di Buffer. Il ciclo di idrolisi termica si sviluppa in una sequenza di diverse fasi, ognuna delle quali è regolata da parametri operativi specifici di tempo,



temperatura e pressione. Per primo si alimenta il reattore di preriscaldamento con il fango disidratato, avente un contenuto in secco di circa il 16 % TS, per una durata di circa 25 minuti. Successivamente si inizia a preriscaldare il fango fino ad una temperatura di 100 °C con il vapore flash prodotto dal serbatoio di accumulo a valle (Buffer Tank), per circa 20 minuti. Dopo di che si fa passare il fango preriscaldato attraverso un sistema di pompe sul cui collettore di mandata è alimentato un mixer statico, dove viene ulteriormente riscaldato ad una temperatura di 165 °C con il vapore prodotto dalla caldaia per 25 minuti. Una volta raggiunta la temperatura ottimale si procede al processo di idrolisi termica nei reattori, all'interno dei quali il fango viene mantenuto ad una temperatura di 165 °C e ad una pressione di 6 bar per 20 – 30 minuti. Successivamente il fango viene inviato al serbatoio di accumulo, dove avviene la depressurizzazione e il recupero del vapore flash, per 20 minuti. Si procede poi all'operazione di svuotamento del serbatoio di accumulo, della durata di circa 25 minuti. Infine, si attende per 5 minuti la pausa per il fissaggio del ciclo, per riportare le condizioni di lavoro dal funzionamento in batch della termoidrolisi a quello in continuo.

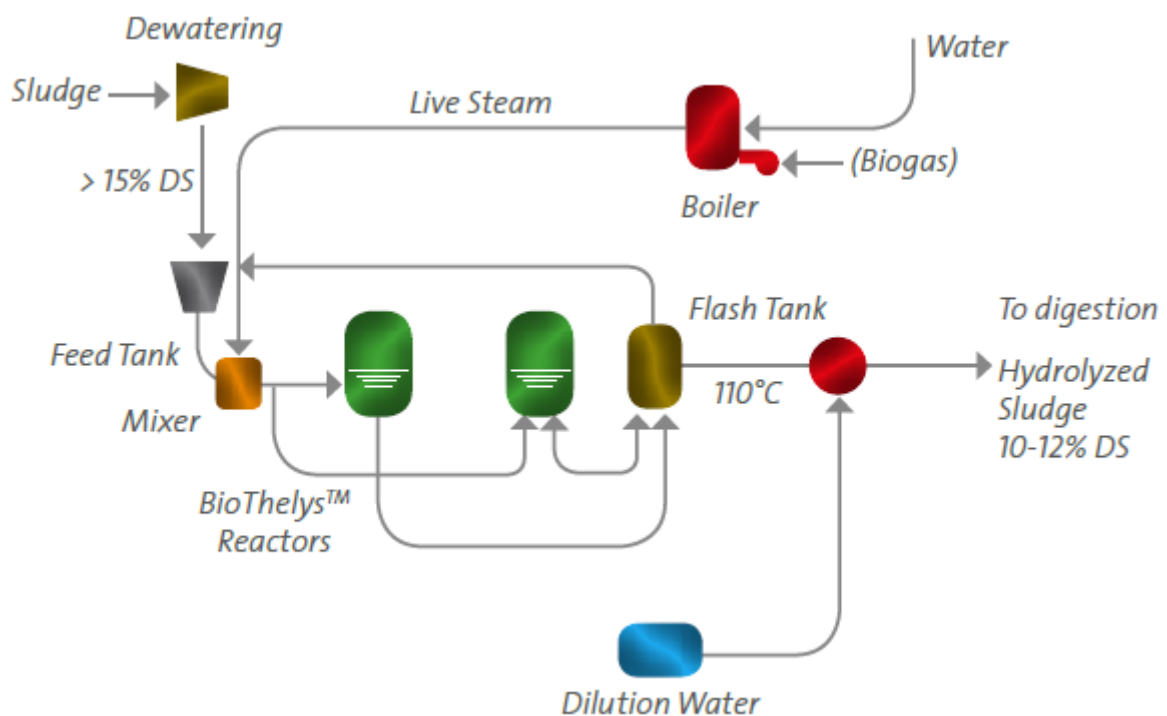


Figura 33: Schema di idrolisi termica di Veolia Biothelys

Accoppiando la tecnologia di idrolisi termica Biothelys con la digestione anaerobica, si può raggiungere una riduzione di solidi del 25 – 35 % e un aumento del 30 – 50 % sulla produzione di biogas, rispetto alla soluzione convenzionale di sola digestione anaerobica. Inoltre, viene garantita

l'assenza di odori e la produzione di un digestato pastorizzato, conforme ai requisiti di classe A dell'agenzia US EPA.

La tecnologia di Veolia è applicata in piena scala nei centri di depurazione in 9 impianti (rif. Williams T.O., Burrowes P.), per la maggior parte situati in Francia ed in Gran Bretagna. Gli impianti riportati in Tabella 39 sono proposti dall'azienda come applicazioni di riferimento. Le prime due non sono ancora operative, mentre le installazioni meno recenti risalgono al 2006. Le taglie degli impianti variano da 1000 tTS/anno a 33.000 tTS/anno.

Tabella 39: Referenze Veolia Biothelys

IMPIANTO	STATO	ANNO	CAPACITÀ [t TS/anno]
Ginestous	Francia	2019	18.600
Bonneuil	Francia	2022	5.500
Oxford	Regno Unito	2014	25.500
Esholt	Regno Unito	2013	33.000
Monza	Italia	2011	10.200
Tergnier	Francia	2011	1.600
Le Pertuiset	Francia	2007	2.000
Château-Gontier	Francia	2006	1.000
Saumur	Francia	2006	1.600

### 3.2.1.3. Cambi THP:

Il processo Cambi THP è un trattamento termico e fisico-meccanico applicato al fango, che idrolizza e decompone fango predisidratato, trasformandolo in un prodotto più facilmente digeribile e sterilizzato. La tecnologia di Cambi funziona mediante reattori di idrolisi operanti in sequenza (Sequencing Batch Hydrolysis Reactors SBHR). Il fango in ingresso, con un contenuto in secco intorno al 16 – 18 %, viene preriscaldato, inviato ai reattori di termoidrolisi, dove viene degradato, ed in seguito inviato al flash tank, in cui la brusca caduta di pressione causa un'ulteriore decomposizione del fango. Il processo è articolato in quattro fasi principali:

- 1- Riempimento del serbatoio Pulper;
- 2- Riscaldamento del fango nel Pulper;
- 3- Idrolisi termica all'interno del reattore;
- 4- "Steam Explosioin" attraverso un brusco abbassamento della pressione nel reattore Flash (Flash Tank).

Il fango pre-disidratato è alimentato mediante pompaggio continuo dal silo di stoccaggio al reattore Pulper, dove viene riscaldato grazie all'iniezione di vapore proveniente dal serbatoio Flash. Il Pulper

è chiuso e pressurizzato per massimizzare il trasferimento di energia e l'omogeneizzazione del materiale. Il fango riscaldato è quindi inviato tramite pompe di alimentazione al reattore di idrolisi termica, nel quale il fango viene riscaldato per circa 30 minuti, tramite l'iniezione di vapore, ad una temperatura di 165°C e in condizioni di pressione di circa 6 bar. Durante il processo di idrolisi, le cellule di fango vengono degradate e scomposte per renderle più facilmente digeribili. Successivamente il fango viene inviato al serbatoio Flash, dove la pressione e la temperatura del fango idrolizzato vengono repentinamente ridotte generando un effetto di disintegrazione meccanica, denominata Steam Explosion, che genera un ulteriore scissione del fango per massimizzare le rese nella successiva fase di digestione anaerobica. Il calore del vapore viene recuperato e ricircolato al serbatoio Pulper per preriscaldare il fango da alimentare al reattore di termoidrolisi. La ridotta viscosità del fango idrolizzato consente di incrementare l'alimentazione al digestore con un fattore carico più alto rispetto ad una digestione convenzionale. Il trattamento termico riduce sensibilmente l'idrofilia del fango, aumentando così le prestazioni della disidratazione e permettendo quindi di ottenere minori volumi in uscita dalla centrifuga. Il prodotto finale soddisfa i requisiti di qualità EPA di Classe A.

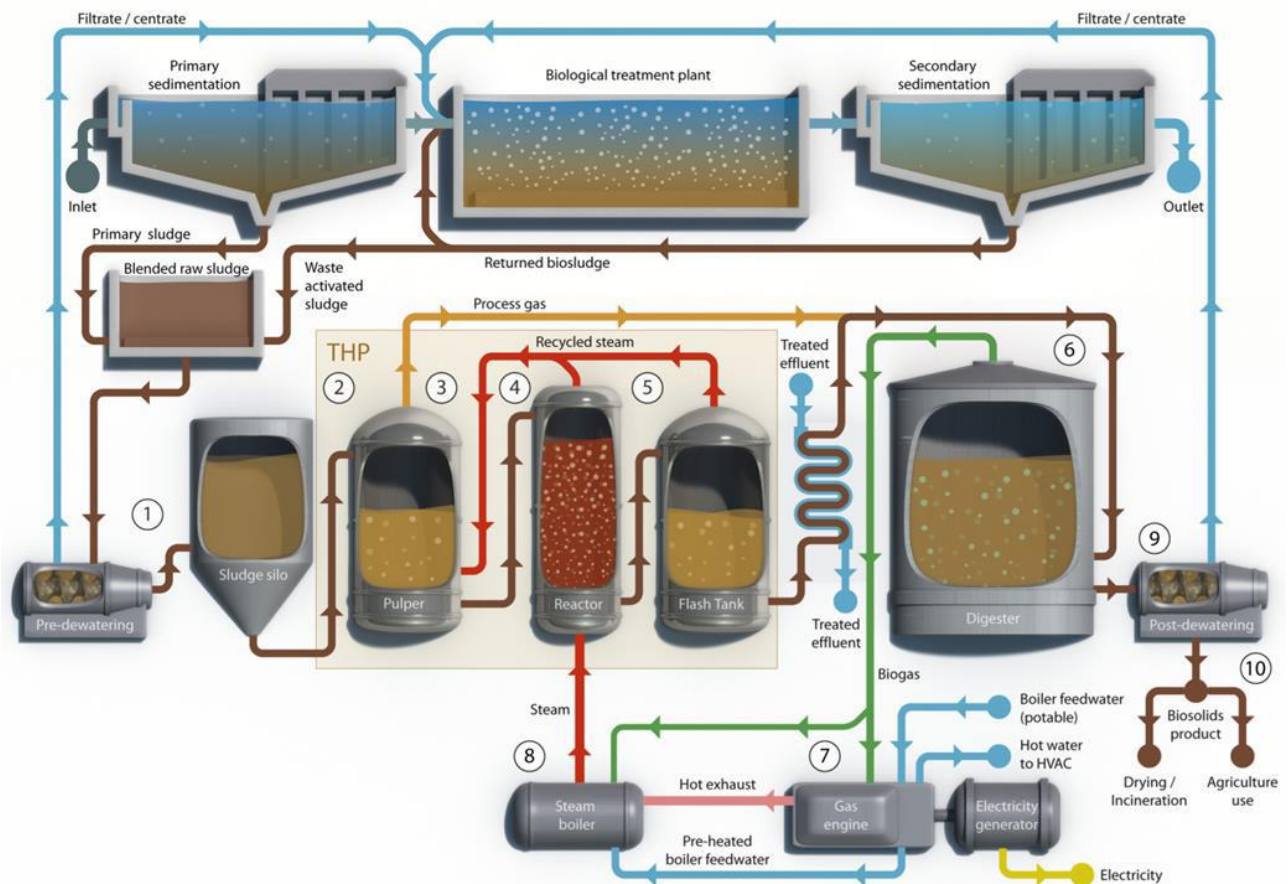


Figura 34: Schema di idrolisi termica Cambi

Gli esempi riportati in Tabella 40 sono applicazioni in piena scala, proposte nel sito dell'azienda come referenze. Sono elencati 13 impianti, situati prevalentemente in Europa Settentrionale, mentre sono presenti 2 installazioni in Cina. L'applicazione più recente è del 2017, mentre la referenza con più anni di operatività è del 1995. Le capacità di trattamento non sono definite per tutte le applicazioni.

Tabella 40: Referenze Cambi

STATO	IMPIANTO	ANNO	MODELLO	CAPACITÀ [t TS/anno]
Norvegia	HIAS, Hamar	1995	CambiTHP	3.600
Irlanda	Ringsend, Dublino		Cambi THP-B12	36.000
Paesi Bassi	Waterboard De Dommel	2016	Cambi THP-B12	
Norvegia	Lillehammer Mjøsanlegget	2016	Cambi THP-B12	
Norvegia	Oslo – EGE		Cambi THP-B12	
Regno Unito	Davyhulme WwTW, Manchester		Cambi THP-B12	
Regno Unito	Thames Water, Chertsey	2005	Cambi THP-B12	
Cina	Xiao Hong Men Water Reclamation Plant	2017	Cambi THP-B12	65.700
Cina	Beijing Drainage Group	2016	Cambi THP-B12	99.100
Grecia	EYDAP Psytalia	2015	CambiTHP - B6	
Norvegia	Drammen, Lindum		CambiTHP - B6	
Spagna	Vigo	2015	CambiTHP - B6	22.000
Regno Unito	Stirling Water's Seafield Waste Water Treatment Works, Edinburgh	2013	CambiTHP - B6	
Singapore	Jurong WRP		CambiTHP - B6	

Da un'analisi più ampia (rif. Williams T.O., Burrowes P.) risulta che il numero totale delle applicazioni in piena scala nel mondo per gli impianti di depurazione è di 52 installazioni.

#### 3.2.1.4. TurboTec

L'azienda Sustec-DMT ha sviluppato la tecnologia TurboTec combinando l'idrolisi termica, che avviene ad alte temperature e pressioni, con una serie di scambiatori di calore per massimizzare i recuperi energetici. Tramite questo processo è possibile ottenere una maggiore degradazione del fango, un aumento della produzione di biogas, una riduzione dei tempi di ritenzione nel reattore di digestione anaerobica, una migliore disidratabilità del fango, la riduzione della viscosità e il soddisfacimento dei requisiti di qualità EPA per l'assegnazione della Classe A al fango.

Gli esempi riportati in Tabella 41 sono proposti nel sito dell'azienda come referenze. Sono elencate 7 applicazioni, la maggior parte delle quali è costituita da test pilota. Gli anni di installazione di riferimento vanno dal 2010 al 2015. Le capacità di trattamento definite per le applicazioni in scala reale variano da 7000 a 13000 t TS/anno.

Tabella 41: Referenze TurboTec

STATO	CITTÀ	ANNO	CAPACITÀ [t TS/anno]
Paesi Bassi	Apeldoorn	2015	13.000
Paesi Bassi	Venlo	2014	7.000
Svizzera	Neugut	2013	Test pilota
Svizzera	Limeco	2012	Test pilota
Paesi Bassi	Amersfoort	2011	Test pilota
Paesi Bassi	Leeuwarden	2012	Test pilota
Paesi Bassi	Venlo	2010	Test pilota

Da un'analisi più ampia (rif. Williams T.O., Burrowes P.) risulta comunque che il numero totale delle applicazioni in piena scala effettivamente operative nel mondo per gli impianti di depurazione è di 2 installazioni.

#### 3.2.1.5. Newlisi zero sludge

Il processo Newlisi tratta reflui a bassa temperatura, fino a 90 °C, e a pressione atmosferica. I prodotti risultanti sono parte in forma gassosa e in parte in forma di eluato liquido, in cui è solubilizzata la frazione degradabile, immediatamente fruibile alla biomassa del digestore.

Gli esempi riportati in Tabella 42 sono proposti nel sito dell'azienda come referenze. Sono elencate 2 applicazioni in Italia, operative rispettivamente dal 2015 e dal 2017, ma non sono chiare le capacità di trattamento.

Tabella 42: Referenze Newlisi

STATO	IMPIANTO	ANNO	FANGHI TRATTATI [m <sup>3</sup> ]
Italia	Acquedotto del Fiora	2015	1.500.000
Italia	Acquedotto di Lecce	2017	8.000

#### 3.2.1.6. Pondus (TCHP)

Pondus è un processo che si svolge in condizioni alcaline, utilizzando calore a bassa temperatura, con range di circa 60 -70 °C, e soda caustica per idrolizzare il fango. Il sistema Pondus è costituito da un reattore di idrolisi, uno scambiatore di calore ad acqua calda, una stazione di dosaggio della soda, pompe e sistema di controllo. Il processo Pondus riduce la viscosità del fango, aumenta la produzione di biogas e diminuisce la quantità di fango prodotta, migliorandone anche la disidratabilità.

Gli esempi riportati in Tabella 43 sono proposti nel sito dell'azienda come referenze. Sono elencati 7 impianti, situati prevalentemente in Germania, con 1 applicazione negli Stati Uniti. Sono state installate 4 applicazioni tra il 2014 e il 2016, quella più recente è prevista nel 2019, mentre la quella

con più anni di operatività è del 2005. Viene indicata la potenzialità dell'impianto, mentre le capacità di trattamento non sono definite.

Tabella 43: Referenze Pondus

STATO	IMPIANTO	ANNO	POTENZIALITÀ [AE]
Germania	Klaranlage Gifhorn	2005	95.000
Germania	Klaranlage Ratekau	2007	50.000
Germania	Nordhorn Kommunale Betriebe AoB	2014	220.000
Germania	Klaranlage Uelzen	2014	85.000
Wisconsin	Kenosha Wastewater Treatment Plant	2015	250.000
Germania	Klaranlage Wolfsburg	2016	185.000
Germania	Lohne-RieBel WastewaterTreatment Plant	2019	65.000

#### 3.2.1.7. Haarslev (HCHS)

Nel processo Haarslev, che lavora in continuo, i fanghi disidratati al 17 - 22% TS vengono preriscaldati per poi essere alimentati al reattore di idrolisi, dove vengono miscelati con vapore saturo ad una pressione di 6 bar e ad una temperatura di 150 - 170 °C per 20 – 30 minuti. Dopo lo stadio di idrolisi, un'immediata decompressione provoca una distruzione delle pareti cellulari e libera il materiale intracellulare, scomponendo ulteriormente il fango. In uscita la temperatura dei fanghi viene ridotta fino a raggiungere l'intervallo mesofilo in un secondo stadio di flash, che determina un ulteriore raffreddamento per evaporazione. In Europa l'applicazione di Haarslev è stata installata in 2 impianti di trattamento delle acque reflue urbane.

#### 3.2.1.8. Lysotherm

LysoTherm è un sistema che lavora in continuo, applicato per il trattamento dei fanghi di scarico biologici, con un contenuto di solidi variabile tra il 2 e il 12% TS, abbinato in varie configurazioni operative con i trattamenti di digestione. Il processo sfrutta due modalità di riscaldamento indiretto. Per il preriscaldamento e il raffreddamento finale si utilizza acqua, mentre per il riscaldamento del reattore di idrolisi si usa un circuito termico ad olio. A differenza delle altre tecnologie non viene utilizzato vapore. Il processo di idrolisi termica avviene a temperature di 140 – 170 °C per 15 – 30 minuti. La tecnologia di LysoTherm è applicata in due impianti, una ad Amersfoort, nei Paesi Bassi e una a Lingen, in Germania.

#### 3.2.1.9. Aqualysis

Aqualysis è un processo di idrolisi termica in continuo che si sviluppa in tre stadi. Il fango viene inizialmente preriscaldato a circa 100 °C utilizzando il ricircolo del vapore flash. In seguito, viene

riscaldato fino a temperature di 165 – 180 °C e mantenuto in condizioni di alta pressione, tra 7 e 10 bar, per un periodo di tempo di circa 15 – 30 minuti. In uscita, la pressione viene ridotta rapidamente fino ai valori atmosferici, con la conseguente formazione di vapore flash.

#### 3.2.1.10. TH4+

Il processo TH4 + è un pretrattamento alla digestione anaerobica dei rifiuti organici. Ha un tempo di riscaldamento molto rapido, inferiore a 5 secondi, e le temperature possono arrivare fino a 220°C. La produzione di biogas può essere incrementata fino al 27 %.

#### 3.2.2. Analisi comparativa delle tecnologie di idrolisi termica

Le diverse tecnologie sono state confrontate, come riportato in Tabella 44 e in Tabella 45, sia in termini di efficienza del processo, sia considerando i parametri operativi con cui tali prestazioni vengono raggiunte. Come parametri indicatori di efficienza sono stati considerati la percentuale di rimozione dei solidi raggiungibile e l'incremento di produzione di biogas rispetto alla configurazione classica. Sono stati utilizzati come parametri operativi le condizioni di lavoro all'interno dei reattori, in termini di temperatura, pressione e tempo di permanenza, ed il contenuto in secco del fango da alimentare in ingresso ai reattori.

Tabella 44: Parametri di efficienza dell'idrolisi termica

Tecnologia	Riduzione TSS [%]	Incremento produzione Biogas [%]	Riferimenti	Modalità Operativa
Veolia Exelys™	25 - 35	30 - 50	<a href="http://www.veoliawaterst.it">http://www.veoliawaterst.it</a>	Continuo
Veolia Biothelys™	25 - 35	30 - 50	<a href="http://www.veoliawaterst.it">http://www.veoliawaterst.it</a>	Batch
CambiTHP®	40 - 70	Fino a 50	<a href="https://www.cambi.com">https://www.cambi.com</a>	Batch
Haarslev (HCHS)				Continuo
LysoTherm®	Fino a 50	Fino a 50	<a href="https://www.eliquo-we.com">https://www.eliquo-we.com</a>	Continuo
TurboTec®	Fino a 30	Fino a 35	<a href="https://sustec.nl/">https://sustec.nl/</a>	Batch/ Continuo
NewLisi ZERO SLUDGE	> 70	> 40	<a href="http://newlisi.com/it/">http://newlisi.com/it/</a>	
PONDUS (TCHP)		Fino a 30	<a href="https://cnp-tec.us/pondus/">https://cnp-tec.us/pondus/</a>	
Aqualysis	Fino a 30	Fino a 30	<a href="http://www.aquamagazine.net/hemeroteca/aquamagazine4en/universidad.html">http://www.aquamagazine.net/hemeroteca/aquamagazine4en/universidad.html</a> ; Tecnoaqua	Continuo
TH4+	Fino a 21	Fino a 27	<a href="http://tech4plus.com">http://tech4plus.com</a>	Continuo

Come parametri indicatori di efficienza sono stati considerati la percentuale di rimozione dei solidi raggiungibile e l'incremento di produzione di biogas garantita, rispetto alla configurazione classica.

Sono stati utilizzati come parametri operativi le condizioni di lavoro all'interno dei reattori, in termini di temperatura, pressione e tempo di permanenza, ed il contenuto in secco del fango da alimentare in ingresso ai reattori.

Tabella 45: Parametri operativi per l'idrolisi termica

Tecnologia	Regime		Tempo [min]	P [bar]	T [°C]	Contenuto secco fango alimentato [%]	Riferimenti
	Cont.	Staz.					
Veolia Exelys™	S	N	~30	6 – 8	165	20 – 24	www.veoliawaterst.it; Mohammad Abu-Orf et al., 2012; tech4plus.com; M. Lema, Suarez S., 2017
Veolia Biothelys™	N	N	30 – 60	6 – 8 7 – 9*	150–170	>15** 10 – 15*	
Cambi THP®	N	N	20 - 30	6 - 9	160 - 180	12 – 16 6 – 18*	https://www.cambi.com; Barber W.P.F. et al. (SMICE 2018); Mohammad Abu-Orf et al., 2012; tech4plus.com; M. Lema, Suarez S., 2017; www.tacwa.org; *Perduca D. (Presentazione CAMBI)
Haarslev (HCHS)	S	N	20	7 - 8	150 - 170	17 - 22 14 – 22*	Hartwig P., 2017 (IWAMA); tech4plus.com; M. Lema, Suarez S., 2017 *http://www.ohiowea.org
LysoTherm	S	N	30 – 60	5 – 15	150 - 175	3 – 13	www.eliquo-we.com; Hartwig P., 2017 (IWAMA); tech4plus.com; M. Lema, Suarez S., 2017
TurboTec®	S	N	30 – 75	4 – 8	140 - 190	7 – 14	https://sustec.nl/; tech4plus.com; M. Lema, Suarez S., 2017
NewLisi ZERO SLUDGE				1			http://newlisi.com/it
PONDUS (TCHP)				1			https://cnp tec.us/pondus/; Hartwig P., 2017 (IWAMA)
Aqualysis	S	S	15 – 30	7 – 10	165 - 180	8 – 12	https://agua.org.mx/hacia-la- auto-suficiencia-energetica-de- las-plantas-de-depuracion-con- aqualysis-hidrolisis-termica-en- continuo/; M. Lema, Suarez S., 2017
TH4+	S	S	< 5	12 – 14	220	6 – 15	M. Lema, Suarez S., 2017; tech4plus.com

Di seguito si sintetizzano, inoltre, i parametri operativi e le rese derivanti dalle applicazioni delle diverse aziende fornitrici, operative su scala reale. I dati disponibili riguardano le tecnologie di Cambi e Veolia. Avendo un numero maggiore di applicazioni installate, i dati per il processo di Cambi



riguardano un numero maggiore di impianti, mentre per le tecnologie di Veolia sono disponibili rispettivamente i dati su due impianti per il processo Biothelys e di un impianto per l'Exelys.

Tabella 46: Confronto dei dati di impianti in piena scala

Tecnologie	Unità	Cambi THP®									Veolia Biothelys™ (LD)		Veolia Exelys™ (DLD)
		Crawley, UK	Davyhulme, UK	Howdon, UK	Cardiff, UK	Afan, UK	Bran Sands, UK	Aberdeen, UK	Naestved, UK	Fredericia, UK	Oxford, UK	Esholt, UK	Lille, FR
Anno	-	2014	2013	2012	2010	2010	2009	2002	2000		2015	2013	2014
Portata di Progetto	tTS/d	31	249	88	82	55	100	45	2	22	70	90	41,8
Portata media	tTS/d	25,6	203	80,9	62,9	29,5	92,3	33		21			35
PRI	%	65		61	12	36	50			57			53
WAS	%	35		39	88	64	50		100	43	100	100	47
Media IN THP	%TS	16,5	16,5	15	15,6	16,8	15		18	18		16	22
Temp THP reattore	°C		165	165	165	165	165			160			165
Media IN Digest.	%TS	10	11	9	8,5	10	9,3	9,5	8	9		10	11
n° Digestori	-	2	8	3	2	2	3			2			1
Capacità/Dig.	m³	1940	7500	6000	7500	4250	6700			2000			6100
Capacità TOTALE	m³	3880	60000	18000	15000	8500	20100			4000			6100
Media HRT Dig.	g	15,8	32,5	20	20,3	28,8	20,3	23,5		17			76
L VS a Digestore	kgVS/m³/d	5	3,39										
Disidratazione	-	BFP	Centrifuga		Centrifuga			BFP	BFP	Centrifuga			Centrifuga
Media Fango Disidratato	% TS	33,6	31,3		27	27		32	28,6	30		29	32
Produzione Specifica Biogas	Nm³/kgVS alimentati	1,73	1,07	2,06	1,54	1,57	2,03			1,60		1,25	1,32
Gas Production Rate (GPR)	Nm³/d/m³ reattore	2,69	0,85	1,99	1,44	1,30	2,00			2,16			2,38
Media Riduzione VS	%	58	61	61	63	63		56	57	63		48	64

### 3.2.3. Valutazione e analisi comparativa tecnico economica

Si vogliono analizzare e confrontare le offerte ricevute per l'integrazione della linea fanghi con il trattamento di idrolisi termica a monte della digestione anaerobica. In questo capitolo vengono sintetizzati i dati e le informazioni trasferite per la richiesta di offerte tecnico-economiche relative all'inserimento del processo di idrolisi termica come pretrattamento a monte della digestione anaerobica in linea fanghi.

Nell'impianto di Salvatronda vengono trattati sia i fanghi provenienti dalla linea acque dell'impianto stesso, sia una quota di fanghi provenienti da altri impianti gestiti da Alto Trevigiano Servizi. I dati di Tabella 47 sono relativi alle caratteristiche dei fanghi primari e secondari di Salvatronda, dopo le

unità di pretrattamento della nuova linea fanghi nello scenario di progetto dell'impianto ampliato a 120.000 AE e a quelle medie dei fanghi esterni.

Tabella 47: Caratteristiche dei fanghi primari, biologici e esterni in accumulo a monte dell'idrolisi termica

PARAMETRI	VALORI	
Q fanghi primari	m <sup>3</sup> /d	19 - 21
TS fanghi primari	%	16
TVS/TS fanghi primari	%	80
N%SS fanghi primari	%	4,6
P%SS fanghi primari	%	2,0
COD/TVS	-	0,9
Q fanghi secondari	m <sup>3</sup> /d	22,4
TS fanghi secondari	%	16 - 18
TVS/TS fanghi secondari	%	66 - 70
N%SS fanghi secondari	%	5 - 6
P%SS fanghi secondari	%	3 - 5
COD/TVS	-	0,84
Q fanghi disidratati altri impianti	m <sup>3</sup> /d	48
TS fanghi disidratati altri impianti	%	24
TVS/TS fanghi disidratati altri impianti	%	65 - 72
COD/TVS	-	1,11

I fanghi primari subiscono dei pretrattamenti di ispessimento, fermentazione e centrifugazione. I fanghi secondari vengono ispessiti e successivamente disidratati. I fanghi esterni giungono in impianto già disidratati. Le tre aliquote vengono stoccate in un silo di accumulo, prima di essere inviate al processo di idrolisi termica.

#### 3.2.3.1. Schema di processo Veolia Biothelys applicato all'impianto di Salvatronda

L'azienda Veolia propone di applicare la tecnologia Biothelys per l'upgrading della linea fanghi dell'impianto di Salvatronda. La miscela delle tre aliquote di fango, con un contenuto in secco del 20 % TS, viene pompata verso il reattore di idrolisi e, nella condotta di mandata, il fango viene riscaldato con il vapore saturo proveniente dalla caldaia. La caldaia viene alimentata con il biogas prodotto dalla digestione anaerobica. Il fango viene mantenuto nel reattore di idrolisi ad una temperatura di 165 °C e ad una pressione di 6 bar per circa 30 minuti. In uscita dal processo di termoidrolisi il fango viene diluito con acqua per abbassare la concentrazione di solidi all'8,7 % TS, per ottenere un valore conforme all'ingresso della successiva fase di digestione anaerobica. La

miscela in uscita inoltre attraversa uno scambiatore di calore per recuperare energia e tornare ad una temperatura di circa 45 °C, condizione compatibile con la mesofilia dell'ambiente all'interno del digestore. La digestione anaerobica avviene ad una temperatura di 40 °C, per un tempo di ritenzione di 20 giorni. Vengono prodotti circa 6.400 Nm<sup>3</sup>/d di biogas, con una percentuale di metano del 62 %, in grado di alimentare una potenza di 1.630 kW termici. In uscita dalla digestione il fango viene miscelato con acqua e polimeri per poter essere disidratato in centrifuga, fino ad arrivare ad un contenuto in secco del 28 % TS. Infine il fango disidratato entra nell'essiccatore a doppio nastro BioCo di Veolia, dove viene essiccato fino ad ottenere un contenuto in secco del 90 % TS. Dalla linea fanghi esce una quantità di fango da smaltire di 11 t/d.

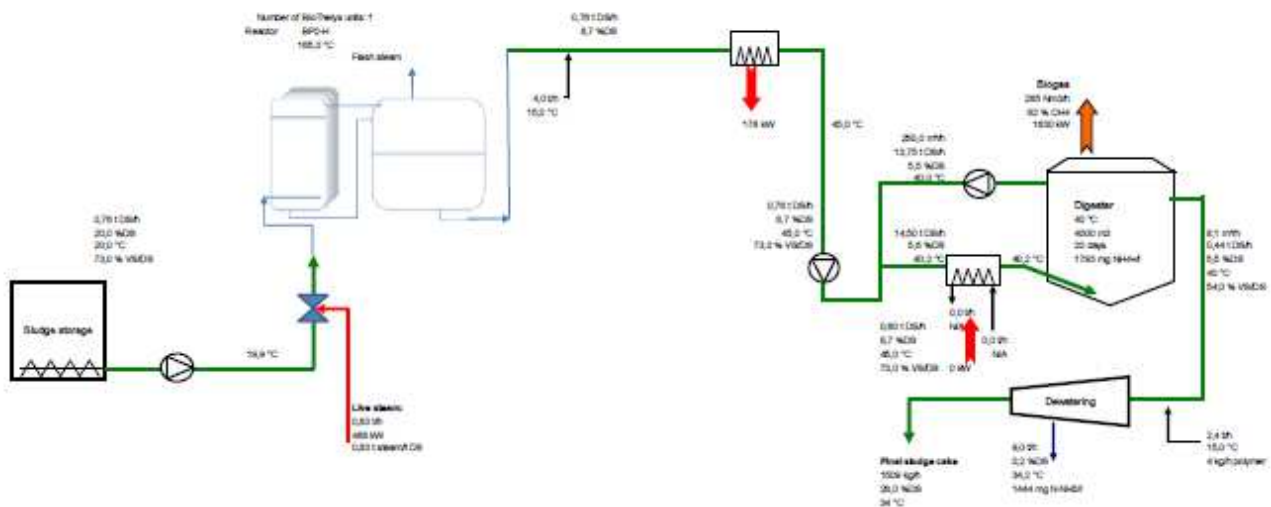


Figura 35: Schema di processo Veolia Biothelys

Nello schema di processo fornito da Veolia i valori dei rapporti VS/TS utilizzati non corrispondono a quelli forniti. Inoltre, nella progettazione non viene considerato il rapporto COD/VS dei fanghi.

### 3.2.3.2. Schema di processo Cambi applicato all'impianto di Salvatronda

Cambi propone di installare nella linea fanghi dell'impianto di depurazione di Salvatronda l'unità di idrolisi termica Cambi THP B2-4, costituita da 4 reattori di idrolisi, 1 pulper ed 1 flash tank. I fanghi primari e biologici provenienti dalla linea acque vengono ispessiti e disidratati prima di essere miscelati e stoccati con i fanghi esterni provenienti dagli altri impianti. Il fango viene diluito con acqua calda, in modo tale da entrare nei reattori di idrolisi già riscaldato e con un contenuto in secco del 16,5 % TS. Nel processo di idrolisi termica il fango viene riscaldato alla temperatura di 165 °C miscelandolo con il vapore proveniente da una caldaia, alimentata principalmente dal biogas prodotto dalla digestione anaerobica. In uscita dai reattori di idrolisi il fango viene diluito dal vapore

condensato e da una portata di acqua fredda per abbassarne la temperatura e riportare il fango ad un contenuto di solidi del 9 % TS, in modo tale da essere compatibile con l'ingresso nel digestore. La digestione anaerobica avviene ad una temperatura di 40 °C per un tempo di ritenzione di 20,4 giorni. Viene prodotto un quantitativo di biogas di 5.182 Nm<sup>3</sup>/d, avente una percentuale di metano del 48,61 % e una potenza termica di 1.046 kW. In uscita dalla digestione il fango viene diluito con acqua e polimeri per essere disidratato e portato ad un contenuto in solidi del 32% TS. Il fango disidratato entra, quindi, nell'essiccatore per raggiungere il 90 % TS. In uscita dalla linea fanghi esce una quantità di 3868 t/anno.

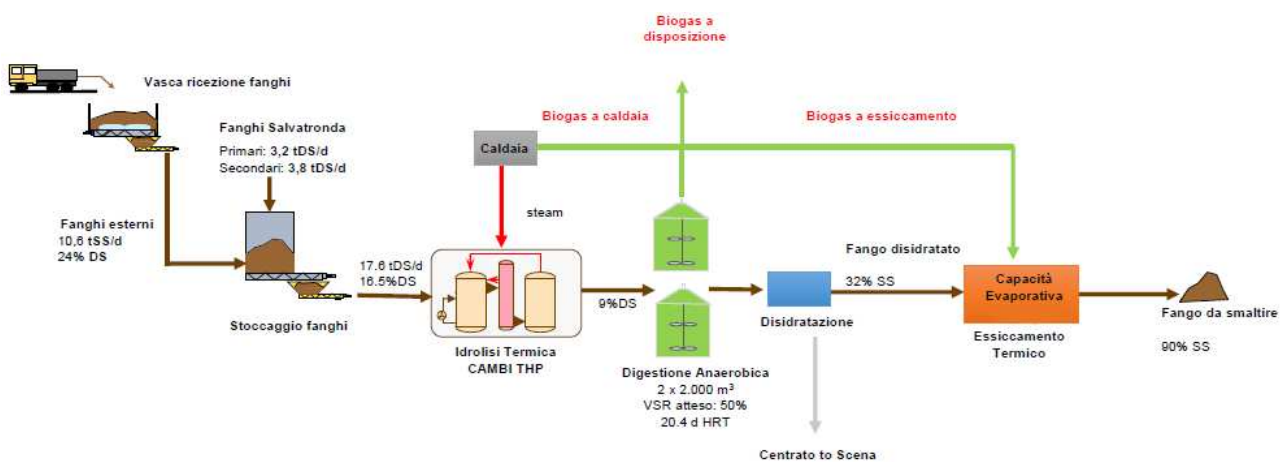


Figura 36: Schema di processo Cambi

I calcoli dei carichi di massa lungo lo schema di processo sono stati effettuati da Cambi imponendo una densità dei fanghi pari ad 1 kg/l.

### 3.2.3.2.1. Scenari a diverse temperature dei fanghi in ingresso

Cambi ha anche considerato come la temperatura dei fanghi in ingresso possa influire sul processo di idrolisi termica. In particolare, oltre alla configurazione media con una temperatura dei fanghi alimentati di 15 °C, nella relazione tecnica sono esposti uno scenario estivo, con temperatura in ingresso di 20 °C, ed uno scenario invernale, a 5 °C.

La differenza sostanziale consiste nel consumo di vapore necessario per riscaldare il fango nel reattore di termoidrolisi. All'aumentare della temperatura del fango, infatti, diminuisce la quantità di vapore da alimentare per raggiungere la temperatura di reazione. Di conseguenza diminuiscono anche i consumi in termini di energia termica da fornire alla caldaia. In uscita dal processo di idrolisi termica, ipotizzando che l'acqua di diluizione abbia la stessa temperatura del fango in ingresso per ogni scenario, cambia leggermente anche la quantità di acqua da miscelare con il fango per

raggiungere le condizioni ottimali di mesofilia in ingresso alla digestione anaerobica. A monte della digestione anaerobica viene posto uno scambiatore di calore, che può essere utilizzato per riscaldare l'acqua di diluizione alimentata al fango in ingresso al processo di idrolisi termica. Dato che le temperature del fango diluito variano leggermente nei diversi scenari, il calore recuperato, espresso in termini di kW termici, aumenta all'aumentare della temperatura di ingresso dei fanghi.

Tabella 48: Scenari Cambi a diverse temperature

PARAMETRI		ESTATE	MEDIA	INVERNO
T INGRESSO FANGHI	°C	20	15	5
Q VAPORE	kg/h	638	664	710
POTENZA RICHIESTA	kW	493	514	549
Q ACQUA DI DILUIZIONE	t/d	73,8	73,2	72,1
RECUPERO SCAMBIATORE DI CALORE	kW	293,9	278,9	248,9

#### 3.2.3.2.2. Configurazione con cogenerazione

Cambi valuta anche l'ipotesi di utilizzare parte del biogas per produrre energia elettrica da un sistema di cogenerazione. Con il biogas della digestione anaerobica si produce un'energia termica di 9.159 MWh/anno. Nell'ipotesi di integrazione dell'impianto con un sistema di cogenerazione, 2.978 MWh/anno vengono inviati alla caldaia, mentre 6.182 MWh/anno vengono impiegati per la produzione di 265 kW elettrici. Il sistema di cogenerazione produce anche vapore, con un contenuto energetico di 1.313 MWh/anno, e acqua calda a cui corrisponde un'energia termica di 1.235 MWh/anno. Tutto il vapore e un'aliquota dell'acqua calda, pari a 519 MWh/anno, prodotti dalla cogenerazione, vengono inviati alla caldaia della termoidrolisi. Il consumo della caldaia viene quindi coperto dal vapore e dall'acqua calda provenienti dalla cogenerazione, oltre che dalla quota di biogas ad essa destinato. L'energia consumata dall'essiccatore, pari a 5.960 MWh/anno, deve però essere completamente fornita tramite un carburante esterno. Il bilancio termico si chiude quindi in negativo. È da valutare se i guadagni ottenibili dalla vendita dell'energia elettrica prodotta possano coprire le spese per l'alimentazione dell'essiccatore.

### 3.2.3.3. Schema di processo TurboTec applicato all'impianto di Salvatronda

La configurazione TurboTec è dimensionata per trattare i fanghi primari e biologici interni all'impianto e i fanghi esterni che giungono a Salvatronda dagli altri impianti. Le tre aliquote vengono diluite con acqua calda e stoccate in un serbatoio. Il fango preriscaldato attraversa 2 scambiatori di calore, viene diluito e riscaldato con vapore proveniente da una caldaia ed infine viene alimentato al processo di idrolisi termica. La caldaia ha un consumo specifico di vapore di 808 kg/tTS, corrispondenti a 452 kW termici.

Il reattore di idrolisi termica è di tipo plug-flow e viene mantenuto ad una temperatura di 140 °C. In uscita dal processo di idrolisi il fango, con un contenuto di solidi del 10 – 11 % TS ed una temperatura di 65 – 70 °C attraversa altri 2 scambiatori di calore per essere preraffreddato, recuperando energia. Il fango viene ulteriormente raffreddato attraverso un altro scambiatore di calore e stoccato in un serbatoio. In uscita dal silo di stoccaggio il fango viene nuovamente raffreddato ed inviato al digestore anaerobica ad una temperatura di 39 – 42 °C, compatibile con le condizioni mesofile. Il processo di digestione anaerobica avviene in un volume totale di 4000 m<sup>3</sup> e con un tempo di ritenzione di 24 giorni. Viene degradato il 55 % dei solidi volatili, con una produzione di biogas compresa tra 4551 e 5431 Nm<sup>3</sup>/d.

Il fango digerito viene poi inviato alla disidratazione, dove viene portato ad un contenuto in secco del 30% TS.

La configurazione proposta non comprende l'unità di essiccamento. A differenza delle offerte precedenti, la fornitura proposta da TurboTec è non altrettanto dettagliata.

TurboTec ha inviato in data 18/12/2018 una revisione dell'offerta iniziale, ma i dati sui fanghi in ingresso utilizzati non corrispondono propriamente a quelli forniti. Inoltre, nello schema di processo vengono dichiarati pochi dettagli sulle caratteristiche del fango nelle diverse fasi operative, sulle produzioni e i consumi energetici. I dati pertanto, specialmente quelli riguardanti la produzione di biogas, non sono realmente confrontabili, perché ricavati a partire da presupposti diversi.

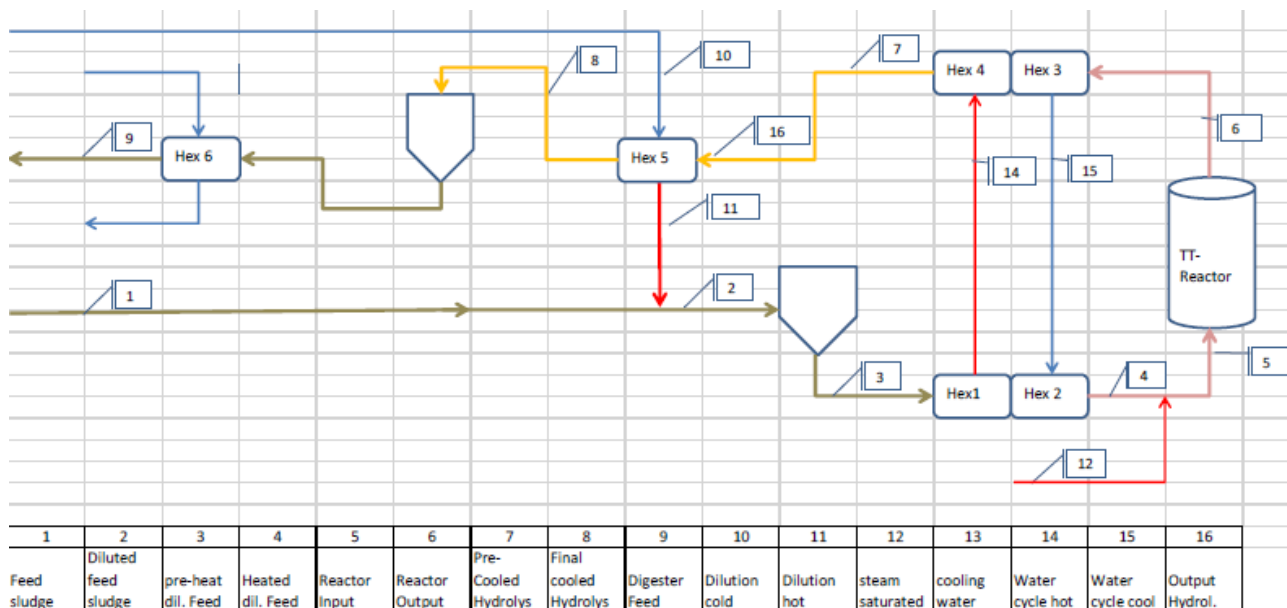


Figura 37: Schema di processo TurboTec

### 3.2.3.3.1. Configurazione con cogenerazione

Lo schema TurboTec prevede che tutto il biogas prodotto dalla digestione anaerobica venga inviato ad un sistema di cogenerazione per la produzione di energia elettrica. Dai 1.191 kW disponibili dalla digestione anaerobica, si ricavano 415 kW elettrici, con un rendimento del 35 %. Il sistema di cogenerazione produce inoltre vapore con una potenza di 237 kW termici, che può essere inviato alla caldaia dell'idrolisi termica per compensarne i consumi.

### 3.2.4. Analisi comparativa degli impianti di idrolisi termica

I dati forniti per l'offerta di TurboTec necessitano di chiarimenti e di approfondimenti, pertanto al momento non sono propriamente confrontabili con quelli delle altre 2 proposte.

Lo schema di processo proposto da Cambi è stato revisionato considerando i dati aggiornati sui rapporti COD/VS e VS/TS e specificatamente richiesti come riportati in Tabella 49 e in Tabella 50. Gli stessi dati sono stati fornito anche a Veolia e a TurboTec. Veolia in data 07/01/2019 ha aggiornato la sua offerta aumentando il carico di solidi in ingresso al processo di idrolisi termica, ma non ha revisionato i suoi dati considerando i nuovi valori forniti sulle caratteristiche del fango in ingresso in termini di rapporti caratteristici del fango (COD/VS; VS/TS).

Tutti i dati esposti sono relativi alle offerte nelle più recenti versioni di revisione.

Tabella 49: Rapporti COD/VS

	FANGHI PRIMARI	FANGHI BIOLOGICI	FANGHI ESTERNI
kgCOD/kgVS	0,84	0,97	1,11

Tabella 50: Differenza sui rapporti VS/TS utilizzati

VS/TS %	FANGO PRIMARIO	FANGO BIOLOGICO	FANGHI ESTERNI
DATI FORNITI INIZIALMENTE	80	66 - 70	65 - 72
VEOLIA	80	68	71
CAMBI	85	79	80
TURBOTEC	74	75	68,5

La versione più aggiornata dello schema di processo proposto da Veolia ha inizio dallo stoccaggio delle tre aliquote di fango, pertanto non sono più disponibili i dati sulla quantità di polielettrolita dosato e sulla portata di surnatante dalla pre-disidratazione dei fanghi.

Cambi inizia lo schema di processo a partire dall'uscita dall'ispessitore ed ipotizza una portata in ingresso alla disidratazione per i fanghi primari e biologici, probabilmente determinata in base ad una percentuale di cattura ipotizzata della precedente fase di ispessimento. I fanghi primari e quelli biologici vengono disidratati insieme e poi stoccati con quelli esterni provenienti dagli altri impianti.

Tabella 51: Disidratazione a monte dell'idrolisi termica

PREDISIDRATAZIONE	VEOLIA	CAMBI	TURBOTEC
T fanghi out disidratazione	20	16	15
kg polimeri/t TS		5,14	
Q surnatante [m <sup>3</sup> /d]		102	

Veolia non prevede alcuna diluizione prima del processo di idrolisi termica, mentre Cambi specifica una portata di acqua in ingresso a monte dei reattori di idrolisi per portare il fango ad un carico di solidi sostenibile e contemporaneamente riscaldarlo. L'acqua di diluizione viene fornita ad una temperatura di 35°C e preriscaldata grazie al calore recuperato dallo scambiatore di calore a monte della digestione, che raffredda il fango in ingresso portandolo alle temperature compatibili con la mesofilia del processo.

Anche nella configurazione di TurboTec è presente un'aliquota di acqua di diluizione, riscaldata tramite uno scambiatore di calore, a monte del processo di idrolisi termica.

Veolia, quindi, entra alla fase di idrolisi con un carico di solidi maggiore rispetto alle altre configurazioni, che invece diluiscono il fango a monte con acqua calda. La temperatura dei fanghi in ingresso di Veolia, come osservabile da Tabella 52, è comunque paragonabile a quella di Cambi. Tale situazione tuttavia è determinata dalle assunzioni sulle condizioni iniziali dei fanghi ipotizzate da



Veolia, che prevedono una temperatura media dei fanghi primari di 32 °C e dei fanghi secondari di 18 °C, ottenendo così un valore finale di temperatura della miscela (comprensiva dei fanghi esterni) di circa 20 °C. La temperatura media globale della miscela, senza acqua di diluizione, per la configurazione di Cambi è invece stata assunta pari a 17 °C.

Tabella 52: Dati in ingresso all'idrolisi termica

INGRESSO TH	VEOLIA	CAMBI	TURBOTEC
T fanghi Ingresso TH	19,9	20,2*	
t/d ingresso TH	91,4	106,9	164
TS % ingresso TH	20	16,5	10,7*
VS/TS%	73	80	71,42
t TS/d ingresso TH	18,3	17,6	17,5

\*Con aggiunta di acqua

Il processo di idrolisi termica necessita di vapore per riscaldare il fango fino ad una temperatura di 140 – 165 °C, che viene prodotto da una caldaia.

In uscita dal processo di idrolisi termica il fango viene diluito per diminuirne la temperatura e il carico di solidi, in modo tale da renderlo compatibile con le condizioni di ingresso alla digestione anaerobica.

Tabella 53: Consumo acqua per il processo di idrolisi termica

CONSUMO DI ACQUA		VEOLIA	CAMBI	TURBOTEC
Acqua diluizione totale	m <sup>3</sup> /d	96	94	
Acqua diluizione a monte TH	m <sup>3</sup> /d	0	21	60
Temperatura acqua diluizione a monte TH	°C	-	35	
Acqua diluizione a valle TH	m <sup>3</sup> /d	96	73	0,62
Temperatura acqua diluizione a valle TH	°C	15	15	15
Vapore acqueo condensato	m <sup>3</sup> /d	15,1	15,9	14,1
CONSUMO TOTALE ACQUA PER TH	m <sup>3</sup> /d	111,1	109,6	74,8

Veolia prevede di raffreddare fango in uscita dall'idrolisi termica con uno scambiatore di calore posto a monte del digestore, in modo tale da recuperare calore e ricavare una potenza termica di 178 kW. Anche nella configurazione di Cambi è presente uno scambiatore di calore, che permette un potenziale recupero di 278,9 kW. Tale aliquota tuttavia non è considerata nel bilancio energetico perché destinata al riscaldamento dell'acqua di diluizione a monte del processo di idrolisi termica e al mantenimento delle temperature mesofile all'interno dei digestori.

Tabella 54: Caratteristiche in uscita dall'idrolisi termica

USCITA DA TERMOIDROLISI	VEOLIA	CAMBI	TURBOTEC
t/d out THP diluito	210	196	166
TS % out THP	8,7	9	11
t TS/d out THP	18,2	17,6	17,5

La digestione anaerobica ha un volume totale di reazione di 4.000 m<sup>3</sup>, suddiviso in due reattori, la temperatura all'interno del volume di reazione è pari a 40 °C e il tempo di ritenzione è di circa 20 giorni.

La produzione di biogas è molto differente, a causa delle discrepanze, già esposte, nei dati di progetto utilizzati dalle diverse aziende. Mentre il biogas prodotto nello schema di Veolia è di circa 6.400 Nm<sup>3</sup>/d, con una percentuale di metano del 62 % e una produzione di energia pari a 1.630 kW termici, per la configurazione Cambi si producono 5.182 Nm<sup>3</sup>/d di biogas, con un contenuto di metano del 48,6 % e una potenza termica corrispondente di 1.046 kW. TurboTec considera una produzione di biogas compresa tra i 4.551 e 5.431 Nm<sup>3</sup>/d, a cui equivale una potenza termica di 1.191 kW.

La produzione specifica di biogas SGP per Veolia è molto elevata, pari a 0,605 Nm<sup>3</sup> biogas/kgVS. Turbotec dichiara una resa di 0,43 Nm<sup>3</sup> biogas/kgVS, mentre per la configurazione di Cambi la produzione specifica calcolata è di molto inferiore e pari a 0,37 Nm<sup>3</sup> biogas/kgVS. Ciò è dovuto sia ai diversi rapporti di VS/TS nei fanghi che al diverso rapporto COD/VS considerati nella progettazione.

Tabella 55: Parametri di digestione anaerobica

DIGESTIONE ANAEROBICA	VEOLIA	CAMBI	TURBOTEC
HRT digestione [g]	20	20,4	24
VSR %	45,8	49,9	55
T digestione [°C]	40	40	39
biogas prodotto [Nm <sup>3</sup> /d]	6400	5182	4551 – 5431
%CH <sub>4</sub>	62	48,61	63
kgCOD/kgVS	-	1,03	0,98
SGP [Nm <sup>3</sup> biogas/kgVS]	0,605	0,368	0,36 – 0,43
kWt biogas prodotti	1630	1046	1191

In uscita dalla digestione anaerobica il fango viene additivato con una soluzione di polielettrolita prima di entrare nella fase di disidratazione finale. Il quantitativo aggiunto e la portata di surnatante sono inferiori per lo schema di Veolia rispetto a quelli previsti da Cambi, ma, mentre per Veolia il fango disidratato esce ad un contenuto in secco del 28 % TS, Cambi disidrata il fango fino a

raggiungere il 32 % TS. I carichi di massa di azoto nel surnatante in uscita dalla disidratazione risultano di circa 300 kg N/d per Veolia, di 370 kg N/d per Cambi e 408 kg N/d per Turbotec.

Tabella 56: Parametri di disidratazione finale

DISIDRATAZIONE FINALE	VEOLIA	CAMBI	TURBOTEC
kg poli/tTS disidratazione finale	9,09	16,04	15
kg poli/tTS totali		21,18	
TS% out disidratazione finale	28	32	30
tTS/d out disidratazione finale	10,1	9,5	10,69
t/d out disidratazione finale	36,2	29,8	35,65
Q surnatante disidratazione finale [m <sup>3</sup> /d]	216	244	130,2
Concentrazione ammoniacca nel surnatante [mgN-NH <sub>3</sub> /l]	1444	1516	3136
Carico ammoniacca nel surnatante [kgN-NH <sub>3</sub> /d]	312	370	408
Q surnatante totale [m <sup>3</sup> /d]		346	

Il fango disidratato viene, quindi, inviato al processo di essiccazione termica. Nello schema di Veolia la portata in ingresso è maggiore e il contenuto in secco è inferiore, dato che nella disidratazione non sono state raggiunte le stesse prestazioni di Cambi. Ne deriva, quindi, che dovrà essere evaporata una maggiore quantità di acqua, con conseguente aumento dei consumi energetici a parità di sostanza secca finale ottenuta e di capacità evaporativa del sistema.

Tabella 57: Parametri di essiccamento

ESSICCAMENTO	VEOLIA	CAMBI
kgH <sub>2</sub> O evaporata/h	1039	880
kgH <sub>2</sub> O evaporata/kg fango tal quale	0,689	0,709
kWht/kgH <sub>2</sub> O evaporata	0,93	0,85
kWht consumati	965	745
t/giorno out tal quali	11	10,6
TS% out	90	90

Per quanto riguarda il bilancio termico, vengono analizzati i consumi e i recuperi delle diverse operazioni unitarie. Se si osservano i consumi si può notare che il sistema Cambi ha un consumo complessivo inferiore rispetto a quello di Veolia. La produzione di biogas, invece, è di molto a favore di Veolia, a causa della discrepanza nei parametri di progetto utilizzati. La configurazione di Veolia permette un'ampia capacità di recupero di energia termica lungo lo schema di processo, tramite lo scambiatore di calore posto a valle dell'idrolisi termica, per raffreddare il fango fino alle condizioni di mesofilia e allo stesso tempo recuperare energia termica. Anche nella configurazione di Cambi è presente uno scambiatore di calore, ma l'energia recuperata viene utilizzata per riscaldare l'acqua

di diluizione a monte dell'idrolisi termica e i digestori e pertanto non entra nel bilancio. Considerando solamente il processo di termoidrolisi si osserva che Veolia, recuperando energia termica dallo scambiatore di calore, riesce ad ottenere una richiesta termica inferiore rispetto a quella di Cambi che, non avendo recuperi, deve includere nel bilancio del processo di termoidrolisi solamente i consumi della caldaia. Anche la configurazione di TurboTec prevede degli scambiatori di calore, ma i recuperi ottenuti sono comunque utilizzati all'interno del processo; pertanto nel bilancio si può considerare soltanto il consumo della caldaia per fornire vapore.

Se il bilancio viene esteso considerando anche la produzione di biogas, Cambi e TurboTec riescono a soddisfare completamente la richiesta energetica della caldaia, sebbene con un gap molto inferiore rispetto a quello di Veolia.

Il bilancio globale di Cambi si chiude comunque in negativo perché la produzione di biogas non è sufficiente a coprire anche i consumi dell'essiccatore. Il bilancio di Veolia invece ha un surplus di energia termica, anche se bisogna tenere in considerazione che la produzione di biogas non è riferita ai parametri effettivi in ingresso alla linea fanghi.

Tabella 58: Bilancio termico

BILANCIO TERMICO	VEOLIA	CAMBI	TURBOTEC
KWt consumati da caldaia per termoidrolisi	488	514	452
KWt consumati da essiccatore	965	745	
<b>KWt CONSUMATI</b>	<b>1453</b>	<b>1259</b>	
kWt di biogas prodotti da digestione anaerobica	1630	1046	1191
kWt recuperati da scambiatore di calore out THP	178	-	
<b>BILANCIO ALLA TERMOIDROLISI [KWt]</b>	<b>-310</b>	<b>-514</b>	<b>-452</b>
<b>BILANCIO ALLA TH + PRODUZIONE BIOGAS [KWt]</b>	<b>1320</b>	<b>532</b>	<b>739</b>
<b>BILANCIO GLOBALE TH + ESSICCAMENTO [kWt]</b>	<b>355</b>	<b>-213</b>	

Per una valutazione più completa dei possibili scenari applicabili alla linea fanghi dell'impianto di Salvatronda, si è anche considerata la possibilità di integrare l'unità di idrolisi termica con un sistema di cogenerazione, per incrementare l'efficiamento energetico del processo.

Nella configurazione di Cambi il biogas prodotto viene redistribuito in parte alla caldaia ed in parte al cogeneratore, mentre l'essiccatore viene alimentato completamente con del carburante esterno. L'impianto di cogenerazione riesce a produrre, con il biogas fornito, energia elettrica ed energia termica. Parte dell'energia termica, sotto forma di vapore e di acqua calda, viene inviata alla caldaia del reattore di termoidrolisi, compensandone i consumi. Il resto dell'acqua calda prodotta può essere utilizzato per riscaldare il fermentatore dei fanghi primari. Il bilancio termico, considerando

anche i consumi dell'essiccatore, resta comunque in negativo, ma nel processo viene prodotta energia elettrica, che può essere utilizzata internamente o immessa nel mercato. Pertanto, è necessaria un'analisi più approfondita sui possibili ricavi ottenibili dalla vendita dell'energia elettrica e sul costo del carburante necessario per l'essiccatore per valutare correttamente il bilancio energetico effettivo.

Nello schema di TurboTec la potenza ricavabile dalla produzione di biogas viene completamente utilizzata dal sistema di cogenerazione per produrre una quantità di energia elettrica pari a 415 kW. Dall'analisi dell'offerta tecnica fornita sembra che il processo di cogenerazione possa recuperare a sua volta una quantità di 237 kW sottoforma di vapore caldo, che può essere utilizzato dalla caldaia della termoidrolisi. La quantità di calore recuperato non è chiaramente esplicitata nei documenti trasmessi ed è quindi attualmente in fase di verifica.

Tabella 59: Bilancio termico con opzione di cogenerazione

PARAMETRI	VEOLIA	CAMBI + CHP	TURBOTEC + CHP
KWt consumati da caldaia THP	488	514	452*
KWt consumati da essiccatore	965	745	
kWt inviati al CHP	CHP non presente	705,71	1191
kWt CONSUMATI	1453	1965	
kWt di biogas prodotti	1535	1046	1191
kWt recuperati da scambiatore di calore a valle del THP	178	-	
kWt prodotti da CHP	CHP non presente	290,87	
kWt recuperati da CHP per THP	CHP non presente	209,13	237
kWt recuperati per SCENA/fermentatore	80-90	69,06	
rendimento termico CHP %	CHP non presente	41,2	
KWt RECUPERATI	178	290,9	237*
BILANCIO ALLA TERMOIDROLISI [KWt]	-310	-514	-452
BILANCIO ALLA TERMOIDROLISI + PRODUZIONE BIOGAS [kWt]	1225	117,16	-215
BILANCIO GLOBALE [kWt]	260	-628	
PRODUZIONE ENERGIA ELETTRICA [kWe]	0	265	415

\*in fase di verifica

Infine, in Tabella 60, sono stati esaminati i prezzi e i dettagli delle diverse offerte. La fornitura più completa e dettagliata è quella di Cambi che elenca in modo minuzioso i prezzi delle singole unità.

Tabella 60: Confronto dei prezzi delle offerte di idrolisi termica

	<b>VEOLIA</b>	<b>CAMBI</b>	<b>TURBOTEC</b>
<b>€</b>	<b>€ 2.110.000</b>	<b>2.598.000</b>	<b>1.987.000</b>
<b>INCLUSO</b>	<p>Pacchetto BioThely:                      1 serbatoio di preriscaldamento,                      2 pompe alimentazione/ricircolo,                      1 mixer dinamico,                      1 vasca di espansione,                      4 reattori idrolisi,                      1 serbatoio di buffer,                      1 condensatore gas,                      1 set di valvole.</p> <p>Condotte e supporti, Gallerie e scale intorno all'attrezzatura, Isolamento e rivestimento; Sistema elettrico e SCADA; Trasporto in sito; Avviamento, test e formazione operatori.</p>	<p>Ingegneria e approvvigionamento dei prodotti forniti, PLC e HMI software e hardware, Fabbricazione e installazione cabina PLC e MCC, Variable Speed Drives, Copertura in plastica rinforzata in fibra di vetro (GRP), trasporto in sito, ISTALLAZIONE elettrica e meccanica in sito, Supervisione all'installazione, manuale e documentazione.</p>	<p>Reattore di idrolisi, pompe, mixer meccanico, scambiatori di calore, sistema di iniezione vapore, piping di collegamento, strutture acciaio, software, FAT, supervisione avviamento e start-up, ingegneria e documentazione.</p>
<b>€/UNITÀ</b>		<p><b>- Cambi THP B2 - 4:</b>  <b>€ 1.790.000:</b>                      1 Serbatoio Pulper, 4 Reattori, 1 Serbatoio Flash Tank, 1 Pompa alimentazione, 1 Raffreddatore gas di processo, 1 Pompa alimentazione digestore, 1 Pompa gas di processo, 1 Eiettore gas di processo, 1 Tamburo gas di processo, 1 Testata di rilascio e stacco (Caisson)</p> <p><b>- Caldaia: €540.000:</b>                      1 Trattamento acqua alimentazione caldaia, 1 Caldaia, 1 Economizzatore, 1 Camino</p> <p><b>- 2 Raffreddatori fango:</b> prezzo unitario: € 134.000, prezzo totale: <b>€ 628.000</b></p>	

L'offerta di Veolia comprende i 4 reattori di idrolisi, il serbatoio di preriscaldamento e quello di buffer, 2 pompe di alimentazione ed 1 mixer dinamico, mentre non sono inclusi la caldaia per riscaldare il vapore, lo scambiatore di calore e la pompa di alimentazione al digestore. L'offerta di Cambi è la più costosa, ma è anche la più completa, perché prevede, oltre al pacchetto di reattori per l'idrolisi termica, anche la caldaia per il riscaldamento del vapore, gli scambiatori di calore a valle del processo di termoidrolisi e la pompa di alimentazione all'unità di digestione. L'offerta di Turbotec comprende i reattori di termoidrolisi, gli scambiatori di calore e le pompe di alimentazione e scarico, mentre non è inclusa la caldaia per riscaldare il vapore ed il servizio di trasporto in sito.

### 3.3. Audit tecnologico degli impianti di essiccamento termico

L'essiccamento termico è un processo mediante il quale viene fornito calore per far evaporare l'acqua contenuta nel fango, in modo tale da ridurre i volumi da smaltire.

Lo smaltimento dei fanghi ha un impatto notevole sulla gestione e sulla sostenibilità degli impianti di trattamento delle acque reflue. L'aumento dei costi per lo smaltimento ha comportato la ricerca di destinazioni finali alternative alla discarica e l'evoluzione di tecnologie per minimizzare il contenuto d'acqua dei fanghi. Uno dei metodi più utilizzati è il trattamento termico. Per l'upgrading della linea fanghi dell'impianto di trattamento di Salvatronda si valutano le proposte ricevute per l'installazione di un essiccatore con capacità di 15000 tonnellate/anno.

#### 3.3.1. Descrizione delle tecnologie di essiccamento termico

Le diverse tecnologie di essiccamento si possono distinguere in base al meccanismo prevalente di trasferimento del calore necessario a far evaporare l'acqua libera contenuta nel fango. Secondo questa classificazione, gli essiccatori si dividono in 3 categorie principali:

- essiccatori diretti o a scambio convettivo;
- essiccatori indiretti o a scambio conduttivo;
- essiccatori misti o a scambio conduttivo e convettivo.

Negli essiccatori diretti lo scambio di calore avviene per contatto diretto tra un gas caldo, in genere vapore, e il fango da essicare. Negli essiccatori indiretti invece la trasmissione del calore avviene per conduzione e il fango umido non è a diretto contatto con il mezzo che trasferisce il calore. Negli essiccatori misti avviene una combinazione delle due tecnologie precedenti.

##### 3.3.1.1. Essiccatori flash

Gli essiccatori flash sono di tipo indiretto. Il fango umido in ingresso viene polverizzato per mezzo di un disintegratore a gabbia o attraverso una tecnica di atomizzazione della sospensione in presenza di gas caldi. Il fango alimentato all'essiccatore viene generalmente miscelato con del fango di ricircolo disidratato, per ottenere una miscela con un contenuto di acqua pari a circa il 40 – 50 %. Le particelle del fango vengono a contatto con i gas caldi in condizioni turbolente per un breve periodo di tempo. Il fango e il gas caldo vengono spinti all'interno di un condotto in cui avviene la disidratazione e successivamente vengono inviati a un ciclone, dove avviene la separazione tra vapore e solido. I tempi di contatto tra gas e fango sono molto brevi e sono in genere compresi tra

i 5 e i 60 secondi. Tale processo può consentire di raggiungere un contenuto di acqua nei fanghi in uscita prossimo al 10 %. Il fango essiccato ottenuto con tale metodo può tuttavia risultare pulverulento.

#### 3.3.1.2. Essiccatori rotanti

Gli essiccatori rotanti, o a tamburo, sono costituiti da un cilindro esterno in acciaio installato su supporti che ruota attorno al suo asse, leggermente inclinato rispetto all'orizzontale. Il fango umido da trattare viene miscelato con fango essiccato di ricircolo, in modo tale da ottenere un'umidità complessiva della miscela pari a circa il 65 %, per facilitare l'avanzamento del fango lungo il cilindro evitando fenomeni di adesione. Il prodotto finale viene sottoposto a vagliatura e il trattenuto viene frantumato, stoccato in silo e successivamente ricircolato al processo. In uscita dal processo di essiccamento si ottiene un fango con una concentrazione in secco pari al 90 – 95 %.

#### 3.3.1.3. Essiccatori a letto fluido

Gli essiccatori a letto fluido sono di tipologia diretta e forniscono il calore richiesto per l'evaporazione attraverso uno scambiatore posto all'interno del letto, che viene mantenuto ad una temperatura di circa 120 °C. Il gas utilizzato per far evaporare l'acqua viene fatto circolare in un circuito. Gli essiccatori a letto fluido sono caratterizzati, considerato il processo di fluidizzazione alla base del processo, da consumi più elevati rispetto ai sistemi a tamburo rotante.

#### 3.3.1.4. Essiccatori a nastro

Gli essiccatori a nastro sono di tipologia diretta. L'unità di essiccamento è costituita da nastri trasportatori posti uno sopra l'altro, costituiti da teli permeabili al passaggio dell'aria. Il fango disidratato viene frantumato e distribuito sul nastro superiore con uno spessore costante. Il fango viene trasportato lungo l'essiccatore e, alla fine del suo percorso, il materiale parzialmente essiccato viene scaricato sul nastro successivo, che passa nuovamente attraverso l'essiccatore in senso contrario. I ventilatori, posti sopra il nastro superiore, aspirano aria dall'ambiente dal fondo dell'essiccatore. Lo strato di fango sul nastro è quindi costantemente aerato, con una conseguente rapida evaporazione dell'acqua. Una parte dell'aria di processo in genere viene ricircolata, consentendo considerevoli risparmi energetici. Gli essiccatori a nastro possono operare in continuo e non sottopongono il fango ad azioni meccaniche spinte durante il processo, riducendo così l'impatto emissivo e il rischio di esplosioni. Questi tipi di essiccatori operano generalmente a



temperature relativamente basse, comprese tra i 40 e i 50°C, ma se l'aria viene riscaldata tramite metano, biogas o olio combustibile la temperatura di esercizio può arrivare fino a 130°C.

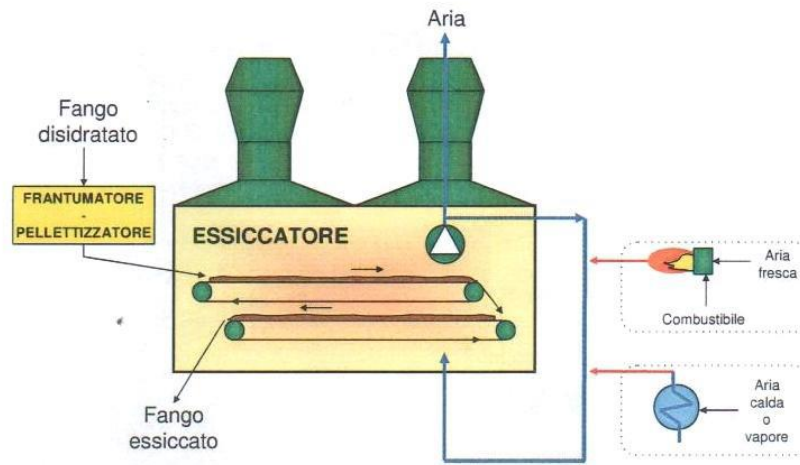


Figura 38: Essiccatore a nastro

### 3.3.1.5. Essiccatori verticali

Gli essiccatori verticali sono di tipo indiretto e il trasferimento di calore avviene per contatto tra il fango e una superficie metallica riscaldata con olio o vapore. Il fango viene miscelato con i fanghi di ricircolo e alimentato nella sezione di ingresso, posta sulla sommità dell'essiccatore. Il fango viene trasportato, per mezzo di bracci rotanti, da un piano riscaldato all'altro con un moto a zig-zag. Il fango è estratto dal fondo sotto forma di granuli. I bracci rotanti sono dotati di raschiatori, per mantenere costante lo spessore dello strato di fango sul piano riscaldato e pari a circa 20 – 30 mm. Il prodotto in uscita ha una dimensione compresa tra 2 e 4 mm e un contenuto in acqua tra il 5 e l'8%.

### 3.3.1.6. Essiccatori orizzontali

Gli essiccatori orizzontali sono costituiti da alberi rotanti che possono essere riscaldati per aumentare la superficie di scambio di calore. I tempi di permanenza del fango sono molto brevi, dell'ordine di alcuni minuti, e la velocità di rotazione dell'albero è piuttosto elevata, pari a circa 30 m/s. Il prodotto viene centrifugato sullo statore in uno strato sottile di 3 – 5 mm, a contatto con la parete calda. Le palette mescolano ed estraggono il prodotto essiccato, mentre un flusso d'aria in controcorrente consente l'estrazione dell'acqua evaporata e raffredda contemporaneamente il fango essiccato. Nel processo è necessaria una quantità limitata di aria, che ha il solo scopo di trasportare il vapore acqueo liberato nell'essiccamento, mentre tutto il calore necessario viene fornito per conduzione attraverso la parete dello statore.

#### 3.3.1.7. Essiccatori solari

La tecnologia degli essiccatori solari sfrutta la radiazione luminosa diurna per riscaldare l'aria all'interno di una serra, in cui viene distribuito il fango con un contenuto di secco minimo del 15 %. Un rullo espande uniformemente il fango e lo rivolta periodicamente, per favorire l'evaporazione dell'acqua aumentando la superficie di scambio, garantendo inoltre l'omogeneizzazione del prodotto e assicurando le condizioni aerobiche. All'interno della serra può essere utilizzata una ventilazione forzata per agevolare la ventilazione naturale durante i periodi di evaporazione intensa. Le dimensioni della serra dipendono dalle condizioni di esposizione solare del sito. La superficie della serra viene progettata in base alla massa di acqua da evaporare, tenendo presente che sono necessari 20 – 80 kWh per far evaporare 1 tonnellata di acqua.

#### 3.3.2. Valutazione e analisi comparativa tecnico economica

Di seguito vengono analizzate le offerte ricevute per l'unità di essiccamento dei fanghi disidratati dell'impianto di Salvatronda. Gli essiccatori sono stati progettati per trattare una quantità di 15000 tonnellate di fango tal quale all'anno.

##### 3.3.2.1. Huber

L'essiccatore proposto da Huber è il BT10 a doppio nastro di tipo indiretto. Il fango disidratato in ingresso all'unità deve avere un contenuto in secco del 32 % TS e si ottiene un prodotto essiccato con un contenuto di solidi del 90% TS.

L'unità viene alimentata attraverso una pompa a vite eccentrica che trasferisce il fango all'estrusore, detto anche pellettizzatore, nel quale il fango viene pressato ed estruso, sotto forma di lunghi cilindri sottili, per essere distribuito sul nastro superiore. Il materiale in ingresso percorre la zona di essiccamento mentre viene riscaldato e, quando giunge alla fine del primo nastro, il fango parzialmente essiccato cade sul secondo nastro sottostante. Il fango attraversa quindi nuovamente la zona di essiccamento e alla fine del percorso i fanghi essiccati vengono scaricati in un trasportatore orizzontale a coclea. Mentre il fango viene trasportato lungo i nastri dell'essiccatore, un flusso di aria calda lo attraversa, rimuovendo l'acqua contenuta all'interno del fango stesso. Il calore necessario per l'essiccamento viene immesso nel circuito dell'aria tramite scambiatori di calore acqua-aria, posti in ogni segmento dell'essiccatore. Il flusso di aria preriscaldata viene immesso nel primo segmento dell'essiccatore e viene quindi convogliato da segmento a segmento, tramite un sistema denominato Helix. Al termine del percorso l'aria raggiunge la sua massima

saturazione di vapore. Il flusso d'aria, una volta uscito dall'ultimo modulo viene inviato al sistema di condensazione e recupero di calore. Grazie al recupero di calore, si riduce la domanda di energia termica. Le condense prodotte dal raffreddamento dell'aria esausta vengono in parte riciclate all'interno del condensatore ed in parte inviate al trattamento. Una parte dell'aria viene reimpressa nell'essiccatore e ricircolata, mentre la quota restante viene trattata in un sistema scrubber a due stadi, seguito da un biofiltro.

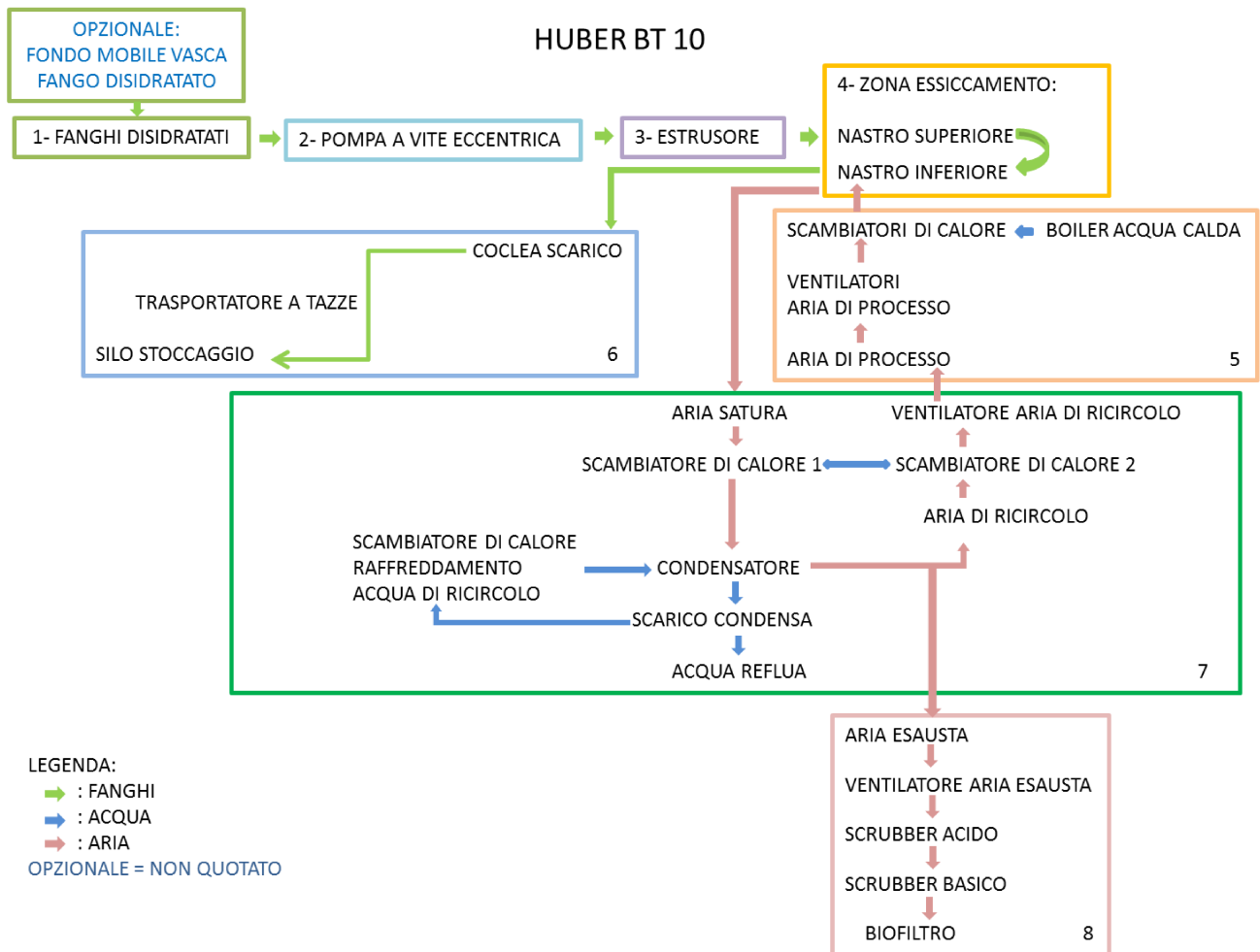


Figura 39: Schema di processo Huber

Per valutare l'affidabilità della tecnologia sono state individuate le principali applicazioni in piena scala. Gli impianti riportati in Tabella 61 sono elencati nel sito dell'azienda come applicazioni di referenza. Vengono presentate 10 installazioni, situate in Europa Settentrionale, negli Stati Uniti e in Colombia. Le capacità di trattamento degli impianti referenziati variano: 3 hanno una capacità inferiore a 10.000 tonnellate/anno, 4 installazioni trattano una quantità inferiore a 16.000 tonnellate/anno e l'applicazione di taglia maggiore ha una capacità di trattamento pari a 146.000 tonnellate/anno.

Tabella 61: Referenze Huber

IMPIANTO	STATO	MODELLO	CAPACITÀ [t/anno]
Innsbrucker Kommunalbetriebe AG (IKB)	Austria	HUBER Belt Dryer BT 16	-
Isle of Man	Regno Unito	HUBER BT 16	12.775
Medellín	Colombia	HUBER Belt Dryer BT 30	146.000
Nova Gorica	Slovenia	HUBER Belt Dryer BT 8	9.300
STP Ingolstadt	Germania	HUBER KULT BT 80	12.000
Sheboygan	Wisconsin, USA	HUBER Belt Dryer BT 18	11.700
Silute	Lituania	HUBER Belt Dryer BT 4	3.490
Mooresville	USA	Belt Dryer BT 5	
Backnang	Germania	HUBER Belt Dryer BT 18	16.000
WWTP Balingen	Germania	HUBER Belt Dryer BRplus 2-2	6.700

### 3.3.2.2. Klein

Per l'applicazione alla linea fanghi dell'impianto di Salvatronda Klein propone l'essiccatore a doppio nastro Compact-Dry/Pro-Dry M 2-5 LT, che riceve in ingresso fanghi disidratati al 30 % TS e li essicca fino al 90 % TS.

Il fango disidratato viene alimentato, tramite una pompa a vite eccentrica, all'unità di distribuzione e di estrusione, che dispone il fango estruso sulla superficie del primo nastro. L'aria di processo viene riscaldata in un bruciatore a gas e convogliata nell'essiccatore tramite un ventilatore. All'interno dell'essiccatore un ventilatore fa circolare l'aria calda. Il fango essiccato viene scaricato da una coclea e trasportato per essere caricato su un contenitore aperto in loco. L'aria di scarico viene convogliata da un ventilatore verso uno scambiatore di calore aria-aria, che recupera il calore dall'aria esausta in uscita e lo utilizza per riscaldare il flusso in ingresso. L'aria esausta in uscita viene trattata tramite uno scrubber acido e un biofiltro per ridurre l'ammoniaca e gli odori.

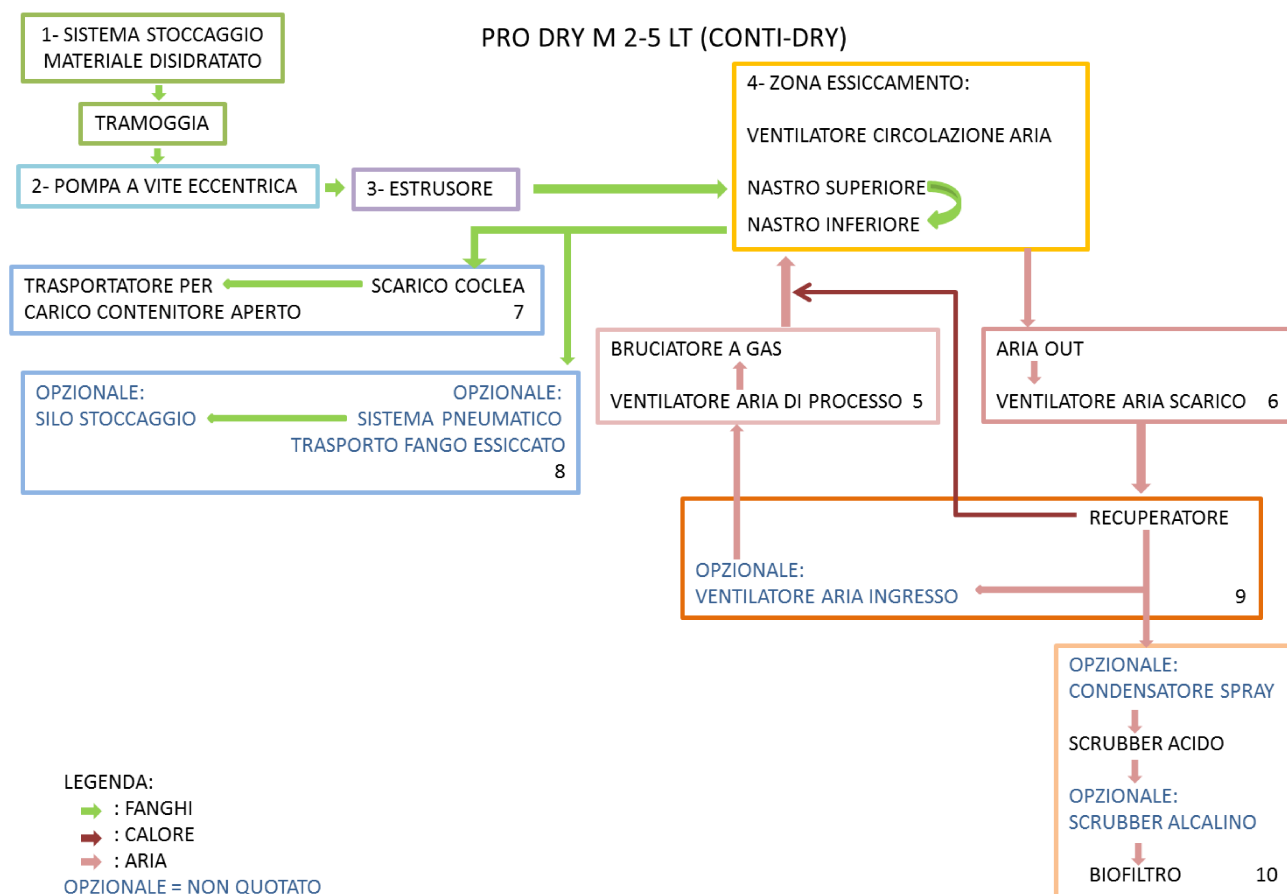


Figura 40: Schema di processo Klein

Per valutare la diffusione in piena scala della tecnologia, sono stati ricercate le principali applicazioni agli impianti di trattamento.

Tabella 62: Referenze Klein

IMPIANTO	STATO	MODELLO	CAPACITÀ [t/anno]
ChristChurch	Nuova Zelanda	Pro-Dry 2/4	44.250
Georgsmarienhutte	Germania	Pro-Dry 2/2	7.305
Hall In Tirol	Austria	Pro-Dry 2/1	8.400
Kaunas	Lituania	Pro-Dry 2/4	29.840
Kenosha	USA	Compact-Dry 2/4	8.400
Klaipeda	Lituania	Pro-Dry 2/4	20.000
Koblenz	Germania	Pro-Dry 2/4	13.800
Mallersdorf	Germania	Compact-Dry 2/2	4.000
Orzegow	Polonia	Pro-Dry 2/2	18.200
Portlaoise	Irlanda	Pro-Dry 2/3	14.550
Salalah	Oman	Pro-Dry 2/2	-
Siedcle	Polonia	Pro-Dry 2/4	13.000
Ufa	Russia	Pro-Dry 3/5	109.100
Zywiec	Polonia	Pro-Dry 2/3	14.400

Gli esempi riportati in Tabella 62 sono presentati sul sito dell'azienda come applicazioni di riferimento. Sono stati selezionati 14 impianti, 11 dei quali situati nell'Europa Nord-Orientale, 1 negli Stati Uniti e 1 in Oman. Le capacità di trattamento variano: sono rappresentate 8 applicazioni con una capacità inferiore a 15.000 tonnellate/anno, 4 installazioni trattano una quantità inferiore a 44.000 tonnellate/anno e l'applicazione maggiore ha una capacità di trattamento pari a 109.100 tonnellate/anno.

### 3.3.2.3. Veolia

L'offerta sull'idrolisi termica di Veolia comprende anche il suo sistema di essiccamento BioCo.

Veolia propone il suo essiccatore BioCo a doppio nastro, che può trattare fanghi disidratati con un contenuto in secco medio del 30% TS. Considerando che in ingresso all'essiccatore arrivano 1509 kg/h di fanghi disidratati, per portare i fanghi da un contenuto in secco del 28% TS al 90% TS in uscita, la capacità evaporativa dell'essiccatore deve essere almeno pari a 1039 kg/h di acqua evaporata. Il sistema comprende pompe a vite per l'alimentazione, il sistema per l'estrusione e la distribuzione dei fanghi, i nastri di essiccazione, i ventilatori di circolazione dell'aria all'interno dell'essiccatore, gli scambiatori di calore, il sistema di trasferimento dei fanghi essiccati, un condensatore ed una caldaia ad olio diatermico da 980 kW per riscaldare l'aria di processo.

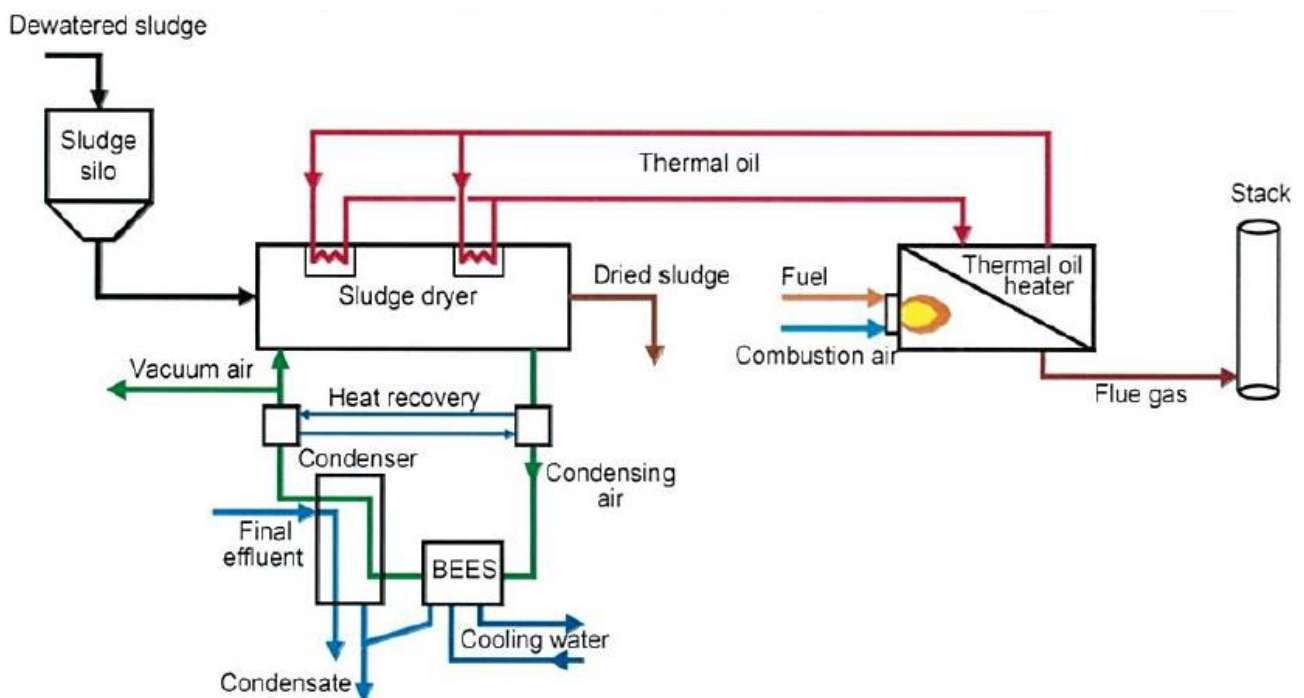


Figura 41: Schema di processo Veolia

All'interno dell'essiccatore si distinguono 2 zone, caratterizzate da diverse temperature. La temperatura dell'aria diminuisce lungo l'essiccatore mentre il contenuto di sostanza secca nel fango

aumenta progressivamente, riducendo al minimo il rischio di incendio. La temperatura decrescente passa da 166 a 119°C nella prima zona, dove il fango entra ricco di acqua, e da 90 a 71°C nella seconda, dove è potenzialmente maggiore il rischio di esplosione. Ogni zona di essiccazione è dotata di due ventilatori assiali di circolazione e uno scambiatore di calore. Le ventole fanno circolare l'aria di asciugatura mentre gli scambiatori di calore forniscono calore al sistema. Le piastre deflettrici integrate controllano il movimento dell'aria di asciugatura, in modo che l'aria circoli attraverso più passaggi sopra il fango che si muove all'inizio e sulla cinghia terminale. Il nastro superiore attraversa entrambe le zone, mentre quello inferiore è più corto ed è limitato alla seconda zona. Il fango è distribuito dagli ugelli in modo oscillatorio, sotto forma di corde sottili, sul nastro superiore, nella prima zona di essiccazione. L'aria di processo è riscaldata indirettamente tramite i 2 scambiatori di calore interni all'essiccatore, garantendo un maggior controllo sulla temperatura e minimizzando il rischio di esplosione. Per rimuovere dal sistema l'acqua evaporata, una parte dell'aria di asciugatura viene continuamente estratta dall'essiccatore e inviata al condensatore. L'aria secca che esce dal condensatore è inviata di nuovo all'essiccatore. Il condensatore necessita di 16,4 m<sup>3</sup>/h di acqua per raffreddare l'aria in uscita dall'essiccatore e produce 17,4 m<sup>3</sup>/h di vapore condensato, da inviare a trattamento in testa impianto. Per evitare l'emissione di odori, nell'essiccatore viene creato il vuoto mediante un ventilatore centrifugo a frequenza controllata, che estrae una parte dell'aria di essiccazione in uscita dal condensatore, pari a 1500 m<sup>3</sup>/h, che viene inviata al trattamento dell'aria esausta tramite un ventilatore centrifugo, per mantenere il sistema in leggera depressione.

I fanghi essiccati soddisfano i requisiti US EPA per rientrare nella categoria di Classe A dei fanghi. Gli impianti riportati in Tabella 63 sono riportati nel sito dell'azienda come applicazioni di referenza della tecnologia BioCo. Sono individuati 6 impianti, situati prevalentemente in Francia. Le applicazioni considerate sono state installate dal 2006 al 2015. Sono indicate le potenzialità degli impianti, ma non le capacità di trattamento in termini di tonnellate di fango trattate annualmente.

Tabella 63: Referenze Veolia

IMPIANTO	STATO	ANNO	POTENZIALITÀ [AE]
Marquette lez Lille	Francia	2015	620.000
Alderwood	USA	2013	100.000
Pomorzany	Polonia	2011	420.000
Draguignan	Francia	2006	70.000
Rosny	Francia	2013	142.000
Evry	Francia	2013	250.000

#### 3.3.2.4. Essiccamento termico nella configurazione Cambi

Nello scenario proposto da Cambi per l'inserimento del processo di idrolisi termica nella linea fanghi, viene considerata anche l'unità di essiccamento dei fanghi disidratati. Cambi tuttavia non specifica nessun modello di essiccatore, ma ne indica le caratteristiche minime da soddisfare per poter trattare il quantitativo di fanghi del suo schema di processo. La quantità di fango disidratato da trattare è di circa 30 t/d, aventi un contenuto in secco del 32 % TS. Per poter essiccare il fango fino al 90 % TS è quindi necessaria una capacità evaporativa di almeno 880 kg/h di acqua evaporata ed una potenza di almeno 745 kW.

#### 3.3.3. Analisi comparativa delle tecnologie di essiccamento termico

Sono stati confrontati i parametri delle offerte per gli essiccatori e i dati forniti negli schemi di processo dell'idrolisi termica integrata con l'essiccamento. Si specifica che ai fini del confronto alcuni dati sono stati desunti da calcolo.

La tipologia di essiccatore proposta da tutte le aziende, ad eccezione di Cambi che non ha fornito informazioni tecniche sul modello, è di tipo a doppio nastro. La principale differenza consiste nella modalità di riscaldamento dell'aria di processo: mentre Klein prevede di riscaldare l'aria di processo direttamente, facendole attraversare una caldaia a gas, Huber e Veolia propongono di riscaldare l'aria indirettamente, attraverso degli scambiatori di calore posti all'interno dell'essiccatore. In particolare, Huber utilizza la caldaia per portare l'acqua che passa all'interno degli scambiatori di calore ad una temperatura di 140 °C, mentre Veolia utilizza come fluido termovettore olio diatermico. La scelta della modalità di riscaldamento indiretta è motivata dalla riduzione del rischio di esplosione, dato che in questo modo l'aria non è a contatto con il combustibile della caldaia. Huber e Klein hanno progettato la loro offerta dimensionando l'essiccatore per una capacità massima di 15.000 tonnellate/anno, mentre i dati relativi a Veolia e Cambi si riferiscono alle quantità effettive in ingresso corrispondenti allo schema di processo sviluppato per l'idrolisi termica.

In ogni caso, il fango essiccato deve raggiungere un contenuto in secco del 90 % TS. Per garantire le sue prestazioni, l'essiccatore Huber necessita di un fango in ingresso con un contenuto di solidi del 32 % TS, mentre Klein può accettare fanghi al 30 % TS. Secondo lo schema di processo di Cambi, il fango viene disidratato fino ad un contenuto in secco maggiore del 32 % TS, precisamente corrispondente a quello richiesto da Huber e accettato quindi anche da Klein. Il fango dello schema Veolia invece, dopo la disidratazione, raggiunge una percentuale in secco del 28 % TS, che nel caso



venga integrato con le proposte di Huber e Klein non permetterebbe a parità di tempo di stazionamento il raggiungimento di un contenuto in solidi finale del 90 %.

Tabella 64: Confronto dati di progetto per essiccamento

PARAMETRI DI PROGETTO		HUBER	KLEIN	SCHEMA CAMBI	VEOLIA
modello		BT 10	Pro Dry M 2-5 LT (Conti-Dry)		BioCo
tipologia		doppio nastro indiretto	doppio nastro		doppio nastro indiretto
capacità massima	t/anno	15000	15000		
quantità trattate				10880	12072
t funzionamento	h/anno	8000	8000	8000	8000
Q max fango disidratato	kg/h	2000	2000		
Q fango disidratato	kg/h			1360	1509
TS% in	%	32	30	32	28
Q out max	kg/h	792	750		
Q out schema di processo	kg/h			480	470
TS% out	%	90	≥ 90	90	90
capacità evaporativa	kgH <sub>2</sub> O/h	1208	1250		
capacità evaporativa minima	kgH <sub>2</sub> O/h			880	1039
consumo termico specifico	kWh/kgH <sub>2</sub> O	0,835	0,85	0,85	0,93
consumo energia termica	kWh/h	1009	1063		
consumo energia termica schema di processo	kWh/h			745	965
consumo specifico energia elettrica	kWh/kgH <sub>2</sub> O	0,088	0,06-0,15	0,05	
consumo totale energia elettrica	kWh/h	107	non dichiarato		

La capacità evaporativa è un parametro caratteristico della macchina essiccatore, che indica la quantità di acqua che può essere evaporata nell'unità di tempo. L'essiccatore Klein può evaporare fino a 1.250 kg di acqua in un'ora di funzionamento, mentre la macchina di Huber ha una capacità evaporativa leggermente inferiore, pari a 1.208 kgH<sub>2</sub>O/h. Cambi e Veolia non forniscono la capacità massima della macchina, ma la quantità minima da evaporare se il fango in ingresso deve essere portato ad un contenuto in secco del 90 % TS. Dato che Cambi raggiunge prestazioni migliori nella

disidratazione, dovrà evaporare meno acqua. I consumi specifici di energia termica sono molto simili, ad eccezione di quello di Veolia che è leggermente superiore.

I consumi termici di Huber e Klein sono riferiti al carico massimo di progetto, mentre quelli di Cambi e Veolia sono calcolati considerando le quantità effettivamente trattate nei rispettivi schemi di processo. Avendo un consumo termico specifico inferiore ed una minore quantità di acqua da evaporare, i consumi termici di Cambi sono notevolmente più bassi di quelli di Veolia.

Una volta confrontati i parametri principali, si sono analizzate per Huber e per Klein, che rappresentano le offerte tecniche più dettagliate, le integrazioni con gli schemi di processo che prevedono l'inserimento nella linea fanghi dell'unità di idrolisi termica.

Per prima cosa, come schematizzato in Tabella 65 e in Tabella 66, sono stati dedotti i tempi minimi di stazionamento nell'unità di essiccamento per ciascuna configurazione considerando un contenuto finale in secco del 90 % TS.

Tabella 65: Scenario di funzionamento Termoidrolisi + essiccatore HUBER: tempi di essiccamento con TS% in uscita fissato = 90%

SCHEMA TH + HUBER	Q in t/d	TS% in	tTS/d in	tH <sub>2</sub> O/d in	HUBER tH <sub>2</sub> O/h	TS% out	t/d out	tH <sub>2</sub> O rimossa	tempo h
CAMBI + HUBER	29,8	32	9,54	20,26	1,208	90	10,60	19,20	16
VEOLIA + HUBER	36	28	10,08	25,92	1,208	90	11,20	24,80	21
TURBOTEC + HUBER	35,6	30	10,69	24,95	1,208	90	11,88	23,76	20

Tabella 66: Scenario di funzionamento Termoidrolisi + essiccatore KLEIN: tempi di essiccamento con TS% in uscita fissato = 90%

SCHEMA TH + KLEIN	Q in t/d	TS% in	tTS/d in	tH <sub>2</sub> O/d in	KLEIN tH <sub>2</sub> O/h	TS% out	t/d out	tH <sub>2</sub> O rimossa	tempo h
CAMBI + KLEIN	29,8	32	9,54	20,26	1,25	90	10,60	19,20	15
VEOLIA + KLEIN	36	28	10,08	25,92	1,25	90	11,20	24,80	20
TURBOTEC + KLEIN	35,6	30	10,69	24,95	1,25	90	11,88	23,76	19

Ovviamente a parità di capacità evaporativa i processi con un contenuto in secco dei fanghi disidratati maggiore presentano un tempo di stazionamento inferiore.

Si è voluto verificare ad un tempo di stazionamento fisso, corrispondente al valore necessario calcolato per raggiungere la disidratazione voluta al 90 % TS a partire dalla percentuale di secco iniziale prevista dalle offerte degli essiccatori, pari a 16 ore per Huber (tempo minimo calcolato con configurazione Cambi come da Tabella 65) e a 19 h per Klein (tempo minimo calcolato con

configurazione TurboTec come da Tabella 66), il TS % finale raggiungibile integrando le configurazioni di idrolisi con i diversi essiccatori proposti. Gli scenari di sintesi sono riportati rispettivamente in Tabella 67 e in Tabella 68.

*Tabella 67: Scenario di funzionamento Termoidrolisi + HUBER: TS% in uscita a tempo di essiccamento fisso = 16 ore, corrispondente al TS% in ingresso richiesto da Huber (32% TS)*

<b>t FUNZIONAMENTO ESSICCATORE = 16 h</b>	<b>tH<sub>2</sub>O rimossa</b>	<b>t/d out</b>	<b>TS% out</b>
CAMBI + HUBER	19,2	10,6	90
VEOLIA + HUBER	19,2	16,8	60
TURBOTEC + HUBER	19,2	16,4	65

Nello schema integrato di idrolisi termica ed essiccatore Huber ad un tempo fisso di 16 h solamente il fango di Cambi, che soddisfa le caratteristiche in ingresso richieste, riesce a raggiungere le prestazioni stabilite nel tempo di ritenzione dell'essiccatore.

Nello schema integrato di idrolisi termica ed essiccatore Klein ad un tempo fisso di 19 h si fissa come tempo di ritenzione quello necessario per essiccare al 90 % TS i fanghi dello schema di Turbotec, che hanno un contenuto di secco in ingresso pari a quello richiesto dall'essiccatore. In questo caso, dato che i fanghi dello schema Cambi hanno un contenuto in secco in ingresso maggiore di quello richiesto dall'essiccatore, a parità di tempo di stazionamento essi raggiungeranno un contenuto in secco in uscita maggiore del 90 % richiesto di progetto e prossimo al 100 %.

In nessuno dei casi Veolia, che progetta di disidratare il fango fino al 28 % TS, riesce dagli scenari di calcolo a soddisfare il requisito del 90 % di secco in uscita con i tempi fissi ipotizzati ma riesce a raggiungere una percentuale del 60 % in accoppiamento con Huber e dell'82 % con Klein.

*Tabella 68: Scenario di funzionamento Termoidrolisi + KLEIN: TS% in uscita a tempo di essiccamento fisso = 19 ore, corrispondente al TS% in ingresso richiesto da Klein (30% TS)*

<b>t FUNZIONAMENTO ESSICCATORE = 19 h</b>	<b>tH<sub>2</sub>O rimossa</b>	<b>t/d out</b>	<b>TS% out</b>
CAMBI + KLEIN	23,8	6,0	100
VEOLIA + KLEIN	23,8	12,2	82
TURBOTEC + KLEIN	23,8	11,9	90

Tutti gli scenari proposti non considerano, ovviamente eventuali perdite termiche e/o specificità impiantistiche delle diverse configurazioni ma effettuano delle proiezioni di contenuto ottenibile di secco unicamente sulla base della capacità evaporativa dichiarata. È evidente, pertanto, che piccole

variazioni del contenuto in secco dei fanghi disidratati comportino notevoli effetti sulle operazioni unitarie a valle e sulle rese finali di essiccamento.

Si vogliono valutare infine le potenze installate ed i consumi di acqua e di aria nelle diverse offerte. Le potenze elettriche installate sono dichiarate solamente nella relazione tecnica di Huber, pertanto non è possibile effettuare un confronto sui consumi delle singole unità. Per quanto riguarda i consumi di acqua, si può notare che la configurazione di Huber comporta un consumo notevole di acqua. Ciò è dovuto all'elevato numero di scambiatori di calore previsti, che utilizzano l'acqua come fluido termovettore. Le voci che infatti maggiormente incidono sui consumi sono quelle relative all'acqua necessaria all'essiccatore e a al raffreddamento dell'aria in ingresso al condensatore. Inoltre, Klein dichiara un consumo di acqua per l'essiccatore, che è stato interpretato come l'acqua necessaria per la pulizia e la manutenzione dei nastri, pari a 47 m<sup>3</sup>/anno, valore molto esiguo se confrontato con quello dichiarato da Huber. Huber però ha specificato più in dettaglio il dimensionamento del sistema di pulizia dei nastri, che va eseguito manualmente, ma non ha dichiarato una frequenza o una durata media del processo. D'altra parte, Klein non ha fornito informazioni sul suo sistema di manutenzione.

I consumi di aria di processo e la ripartizione delle portate tra i ricircoli ed il trattamento vengono specificati solamente da Huber. Tuttavia, la portata dichiarata dei ventilatori dell'aria di processo all'interno dell'essiccatore è pari a 26.000 m<sup>3</sup>/h, leggermente inferiore della somma dell'aliquota destinata al ricircolo, che è pari a 24.000 m<sup>3</sup>/h e della parte inviata al trattamento, di 4.000 m<sup>3</sup>/h. Klein dichiara di portare a trattamento 18.800 m<sup>3</sup>/h di aria esausta, quantità notevolmente superiore rispetto alle altre offerte (rispettivamente 4.000 m<sup>3</sup>/h per Huber e 1.500 m<sup>3</sup>/h per Veolia). Sono stati pertanto richiesti chiarimenti se nella quota considerata da Klein siano comprese anche le aliquote che, una volta estratte dall'essiccatore, non vadano subito al trattamento ma vengano riciclate all'interno del processo. Tale dato influenza ampiamente il dimensionamento dei sistemi di trattamento dell'aria esausta.

Tabella 69: Confronto dei consumi per l'essiccamento

PARAMETRI OPERATIVI	U.D.M.	HUBER	KLEIN	DATI DA THP CAMBI	VEOLIA
<b>POTENZA ELETTRICA INSTALLATA</b>	kW	147	75-188		
1- potenza installata pompa alimentazione	kW	15	non dichiarato		
2- potenza elettrica gruppo essiccamento (estrusore + nastri + ventilatori + pulizia)	kW	40,33 <sup>*(1)</sup>	non dichiarato	44	
4- potenza installata scarico e stoccaggio fango essiccato	kW	11	non dichiarato		
5- potenza installata ventilatore ricircolo	kW	18,5	non dichiarato		
6- potenza installata ventilatore aria esausta	kW	7,5	non dichiarato		
7- potenza installata ricircolo acqua condensatore	kW	11 <sup>*(2)</sup>	-		
8- potenza installata scrubbers	kW	6 <sup>*(3)</sup>	non dichiarato		
<b>CONSUMO TOTALE ACQUA</b>	m <sup>3</sup> /h	82,5	0,18		
1a- Q acqua di servizio	m <sup>3</sup> /h	0,5			
1b- Q acqua per essiccatore (di servizio)	m <sup>3</sup> /anno		47		
2- Q acqua per essiccatore (scambiatori di calore)	m <sup>3</sup> /h	47	-		
3- Q acqua di raffreddamento (condensatore)	m <sup>3</sup> /h	35 <sup>*(4)</sup>	-		
4- Q acqua condensata	m <sup>3</sup> /h	1,7	non dichiarato		17,4
5- Q acqua in al condensatore	m <sup>3</sup> /h	non dichiarata	0,17		16,4
<b>Q ARIA DI PROCESSO</b>	m <sup>3</sup> /h	26000 <sup>*(5)</sup>	non dichiarato		
<b>Q ARIA ESAUSTA A TRATTAMENTO</b>	m <sup>3</sup> /h	4000	18800 <sup>*(6)</sup>		1500
<b>Q ARIA RICIRCOLO</b>	m <sup>3</sup> /h	24000	non dichiarato		

LEGENDA:

- \*<sup>(1)</sup> : manca potenza installata pompa acqua calda;
- \*<sup>(2)</sup> : manca potenza installata pompe scambiatori di calore pre e post condensazione;
- \*<sup>(3)</sup> : manca potenza installata pompe di dosaggio;
- \*<sup>(4)</sup> : se si utilizza l'effluente depurato, deve essere filtrato almeno a 100 µm;
- \*<sup>(5)</sup> : Q aria di processo < Q aria di ricircolo + Q aria esausta;
- \*<sup>(6)</sup> : non chiaro se comprensiva dell'aliquota di ricircolo o se destinata tutta al trattamento.

Infine, in Tabella 70, vengono confrontati i prezzi di ogni offerta. L'offerta di Huber è la più alta, ma comprende più unità operative non incluse nelle altre proposte. Il pacchetto di Klein, infatti, non comprende il sistema di stoccaggio dei fanghi essiccati, l'unità di condensazione e lo scrubber basico

per il trattamento dell'aria esausta. L'offerta di Veolia è la più economica, ma nella fornitura non sono inclusi il sistema di alimentazione del fango all'essiccatore, la caldaia ad olio diatermico, il sistema di trasporto e stoccaggio del fango essiccato ed il trattamento dell'aria esausta.

Tabella 70: Confronto dei prezzi delle offerte per l'essiccamento

	<b>HUBER</b>	<b>KLEIN</b>	<b>VEOLIA</b>
<b>TOTALE</b>	<b>€ 3.430.000</b>	<b>€ 2.091.900</b>	<b>€ 1.580.000</b>
<b>INCLUSO</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Trasporto dei fanghi disidratati</li> <li>- Sistema di essiccamento a nastro</li> <li>- Produzione di acqua surriscaldata</li> <li>- Sistema di trasporto e stoccaggio fango essiccato</li> <li>- Trattamento dell'aria esausta</li> <li>- Quadri elettrici, pannello di controllo e misurazioni</li> <li>- Trasporto, installazione ed avviamento</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Sistema di stoccaggio materiale disidratato (opere civili del cliente)</li> <li>- Sistema di alimentazione materiale disidratato</li> <li>- Essiccatore a nastro Pro Dry M 2-5 LT               <ul style="list-style-type: none"> <li>- Attrezzature di sicurezza</li> <li>- Sistema trasferimento calore (Bruciatore a gas)</li> </ul> </li> <li>- Sistema trasporto materiale essiccato</li> <li>- Sistema trasporto materiale secco con carico container</li> <li>- Sistema recupero calore (Recuperatore)</li> <li>- Unità Scrubber aria scarico, acido</li> <li>- Ventilatore per aria di scarico</li> <li>- Bio Filtri aria di scarico senza riempimento</li> <li>- Controllo di processo</li> <li>- Ingegneria e documentazione</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Essiccatore termico</li> <li>- Sistema condensazione</li> <li>- Gallerie, piattaforme, scale e passerelle</li> <li>- Sistema elettrico e SCADA</li> <li>- Isolamento termico di essiccatori, ventole, condensatori, tubi e condotti per fornitura Veolia</li> <li>- Trasporto attrezzature al sito</li> <li>- Test e formazione degli operatori</li> </ul>
<b>ESCLUSO</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Fondo mobile per vasca fango disidratato da 150 m3: € 260.000,00</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Ventilatore aria ingresso</li> <li>- Sistema trasporto pneumatico materiale essiccato</li> <li>- Silo stoccaggio materiale essiccato               <ul style="list-style-type: none"> <li>- Unità di condensazione</li> </ul> </li> <li>- Unità Scrubber aria scarico, alcalino ossidativa opzionale</li> <li>- Riempimento per Bio Filtri (fornitura cliente)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Silo fango disidratato</li> <li>- Pompe a vite</li> <li>- Caldaia a olio diatermico</li> <li>- Sistema condutture olio</li> <li>- Sistema scarico gas caldaia</li> <li>- Trasporto e stoccaggio fango essiccato</li> <li>- Sistema trattamento aria esausta</li> </ul>

### 3.4. Audit tecnologico degli impianti di flottazione ad aria disciolta

La tecnologia di flottazione ad aria disciolta DAF (Dissolved Air Flotation) è un processo di separazione dei solidi dalla fase liquida tramite l'insufflazione di bolle d'aria, che aderiscono alle particelle e le fanno risalire in superficie.

Per l'upgrading della linea fanghi dell'impianto di Salvatronda si valuta l'inserimento dell'unità DAF come trattamento al surnatante in uscita dalla disidratazione a valle della digestione anaerobica, onde evitare picchi di carico sul flusso da ricircolare in testa alla linea acque.

Per il dimensionamento dell'unità di flottazione ad aria disciolta sono stati considerati i parametri di portate e di concentrazioni relative alle configurazioni di processo della linea fanghi integrata con il sistema di idrolisi termica. In particolare, il dimensionamento della vasca è stato effettuato considerando una portata in ingresso di 35 m<sup>3</sup>/h e una concentrazione di solidi di 2,5 mg/l.

Tabella 71: Parametri di progetto per DAF

DATI DI PROGETTO		VALORI	
Q prevista acqua in entrata	m <sup>3</sup> /h		35
C massima di solidi in entrata	ppm		2500

Nel caso in esame si vuole valutare la possibilità di installare un flottatore per il trattamento dei surnatanti della centrifuga a valle della digestione anaerobica.

#### 3.4.1. Descrizione delle tecnologie di flottazione

La tecnologia di filtrazione ad aria disciolta è un'applicazione ampiamente diffusa e consolidata in piena scala, sia negli impianti di trattamento delle acque reflue urbane, sia per quanto riguarda le applicazioni per trattamenti di reflui industriali. Le tecnologie di filtrazione ad aria disciolta si differenziano principalmente in base alla modalità di iniezione dell'aria. Di seguito vengono riportate le principali tipologie applicative.

##### 3.4.1.1. Flottazione ad aria dispersa

La tecnologia di flottazione prevede di immettere direttamente l'aria nella fase liquida, per mezzo di una girante o attraverso dei diffusori. La girante spinge il fluido attraverso le aperture del dispersore, creando il vuoto nel tubo da cui entra l'aria, che si miscela con il flusso liquido. La miscela attraversa una serie di celle lungo il dispersore, producendo bolle fini. La dimensione ottenibile delle bolle d'aria è di circa 100 – 1000 µm. È in genere utilizzata nelle applicazioni industriali per la

rimozione degli oli emulsionati e dei solidi sospesi, che si attaccano alle bolle d'aria e risalgono in superficie sottoforma di schiume, dove vengono rimosse da pale scrematrici. Hanno dimensioni compatte e bassi costi di investimento. La quantità di materiale flottato è pari a circa il 3 – 7 % del flusso in ingresso, più elevata rispetto a quella della tecnologia di flottazione con aria in pressione, che in genere è inferiore all'1%. Tuttavia, sono richiesti maggiori consumi per l'alimentazione delle pompe, le prestazioni del processo sono molto suscettibili a variazioni idrauliche e poco flessibili.

#### 3.4.1.2. Flottazione a vuoto

Nel processo di flottazione a vuoto si utilizza una parte dell'acqua di scarico chiarificata, che viene ricircolata in un serbatoio e saturata con aria, per poi essere nuovamente inviata al flottatore. L'aria e l'acqua di ricircolo vengono alimentate nel serbatoio per mezzo di una pompa, sulla cui mandata viene creato il vuoto per garantire una migliore saturazione e la presenza di bolle fini. Dato che la differenza di pressione creata è di 1 atm, la quantità di aria disponibile per la flottazione è limitata.

#### 3.4.1.3. Flottazione ad aria disciolta

La tecnologia di flottazione ad aria disciolta consiste nel saturare con aria in un serbatoio in pressione un'aliquota dell'acqua chiarificata in uscita dal DAF, variabile tra il 15 e il 120 % dell'effluente. L'aria viene prima disciolta nel flusso liquido ad una pressione di diverse atmosfere, dopo di che avviene il rilascio di pressione a livello atmosferico. Nei sistemi a bassa pressione tutto il flusso in ingresso viene pressurizzato, miscelato con aria compressa e mantenuto sotto pressione in un serbatoio per alcuni minuti, prima di essere ricondotto alla vasca di flottazione attraverso una valvola di riduzione di pressione. Nelle unità di dimensioni maggiori un'aliquota dell'effluente chiarificato viene ricircolata, messa sotto pressione e semisaturata con aria. Nel serbatoio si mantiene una pressione di 275 – 350 kPa per qualche minuto, permettendo così all'aria di disciogliersi nell'acqua. L'acqua chiarificata satura d'aria viene quindi alimentata al serbatoio di flottazione tramite una valvola di riduzione della pressione e viene miscelata con l'influente prima di entrare nella vasca di flottazione, dato che i solidi sospesi flocculabili sono sensibili all'aerazione diretta. In questo modo inoltre, si garantisce il contatto delle bolle d'aria con le particelle solide fin dall'ingresso della vasca. Le bolle d'aria fini, aventi dimensioni di 30 – 120  $\mu\text{m}$ , si attaccano alle pareti delle particelle solide, facendole flottare in superficie. Per incrementare le prestazioni, si possono aggiungere dei chemicals, come sali di metalli e silice attivata, per migliorare l'assorbimento delle bolle d'aria alla superficie delle particelle, modificando l'interfaccia liquido-aria



e liquido-solido. Le efficienze di rimozione dei solidi raggiungibili nelle configurazioni con e senza l'aggiunta di chemicals sono, rispettivamente dell'82 % e del 97 %. La tecnologia DAF è caratterizzata da consumi energetici di 0,02 – 0,05 kWh/m<sup>3</sup> ed occupa un footprint ridotto in impianto. È principalmente utilizzata per il trattamento dei reflui industriali e per l'ispessimento dei fanghi.

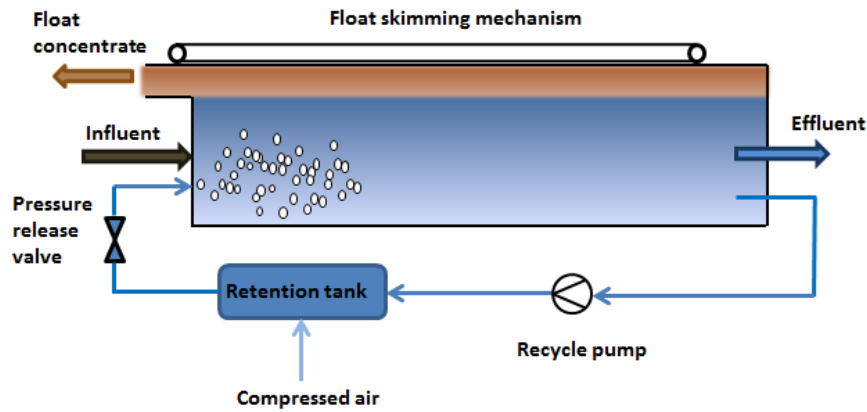


Figura 42: Flottazione ad aria disciolta

Di seguito si riportano i range tipici di letteratura dei principali parametri operativi caratteristici della tecnologia di filtrazione ad aria disciolta.

Tabella 72: Parametri operativi DAF

PARAMETRI OPERATIVI	RANGE TIPICI		RIFERIMENTI
Dimensione bolle	µm	30 - 120	Powerstep
Pressione	kPa	275 - 350	Metcalf & Eddy (2014)
Consumo energetico	kWh/m <sup>3</sup>	0,03 - 0,04	Metcalf & Eddy (2014)
Efficienza di rimozione	% TSS	82 <sup>(1)</sup> - 97 <sup>(2)</sup>	Kim (2015) Johnson (2014) Bratby (1982) Ødegaard (2001)
	% COD	71 <sup>(1)</sup> - 84 <sup>(2)</sup>	
	% BOD	51	
	% TN	44	
	% TP	53 <sup>(1)</sup> - 96 <sup>(2)</sup>	
Footprint	m <sup>2</sup>	40*25 <sup>(3)</sup>	Johnson (2014)
Costi di investimento	€/m <sup>3</sup> /d	5 <sup>(4)</sup> – 25 <sup>(5)</sup>	Brinkmann (2016)
Costi operativi	k€/anno	61-98 <sup>(5)</sup> / 610-980 <sup>(4)</sup>	
A/S	ml*atm/mg	0,005 - 0,06	Metcalf & Eddy (2014)
Carico di solidi (ispessimento)	kg/m <sup>2</sup> h	1,2-3 <sup>(1)</sup> / 10 <sup>(2)</sup>	Metcalf & Eddy (2014)
Dosaggio polimeri (ispessimento)	kg/tTS	2 - 5	
TS% out (ispessimento)	%	5 <sup>(1)</sup> - 4 <sup>(2)</sup>	

(1): senza dosaggio di polimeri;

(2): con dosaggio di polimeri;

(3): capacità impianto di 120 m<sup>3</sup>/d;

(4): capacità di 10000 m<sup>3</sup>/h;

(5): capacità di 1000 m<sup>3</sup>/h.

### 3.4.2. Valutazione tecnico economica dell'offerta ricevuta

Di seguito viene analizzata l'offerta ricevuta per l'unità di flottazione ad aria disciolta, prevista per il trattamento del surnatante in uscita dalla centrifuga a valle della digestione anaerobica.

#### 3.4.2.1. O.M.C. Collareda Deltafloat

L'offerta proposta da O.M.C. Collareda riguarda la fornitura di un flottatore ad aria disciolta modello Deltafloat e del relativo serbatoio A.S.R. per il discioglimento dell'aria.

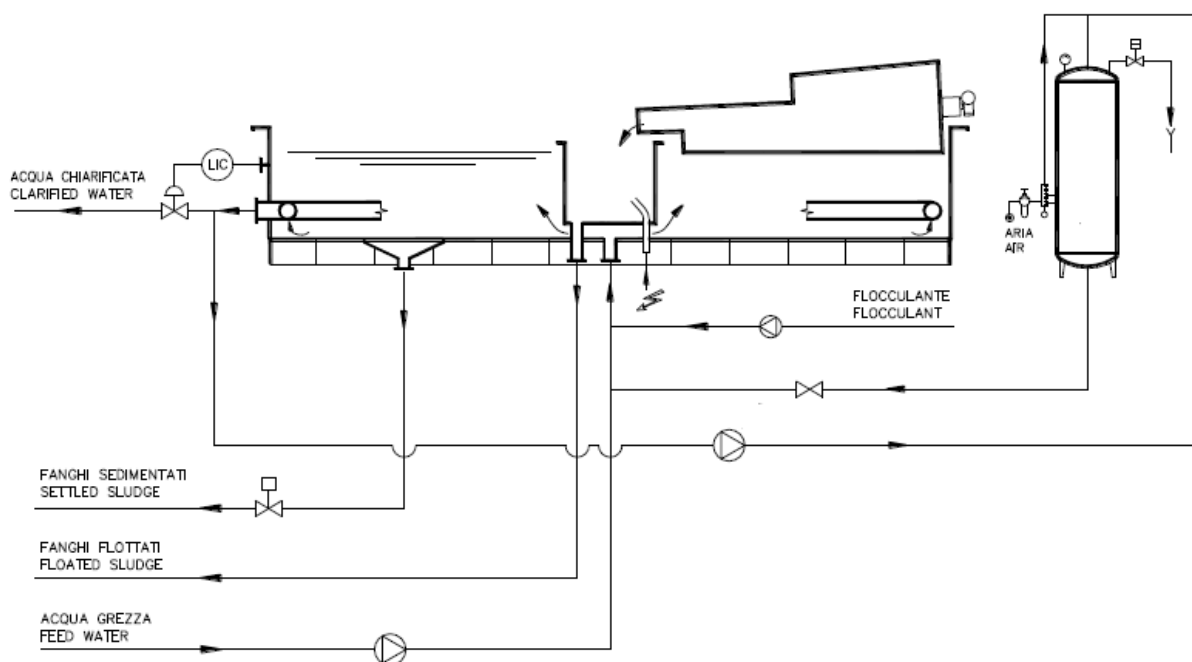


Figura 43: Deltafloat

In Tabella 73 sono riportati i principali parametri operativi per il dimensionamento dell'unità di flottazione. Il surnatante da trattare, con una portata di 35 m<sup>3</sup>/h ed un contenuto di solidi compreso tra i 2500 e 4500 mg/l, viene miscelato con il ricircolo pressurizzato di acqua satura d'aria e alimentato centralmente dal basso nella vasca circolare di flottazione, dove viene poi distribuito radialmente da un settore centrale fisso. Il materiale flottato in superficie viene rimosso da un raccogliatore rotante a spirale dotato di due pale di raccolta, convogliato nel tubo centrale ed inviato per gravità nella parte fissa della vasca. L'efficienza di rimozione dichiarata, con un opportuno dosaggio di flocculanti e/o coagulanti, è pari a circa il 95 % dei solidi sospesi separabili. Un tubo immerso nella vasca del Deltafloat convoglia l'acqua chiarificata verso un collettore, sul quale è montata una valvola modulante che ne controlla il flusso e mantiene costante il livello in vasca. La pulizia del fondo e le superfici laterali della vasca viene eseguita da un sistema di raschie. I solidi

sedimentati vengono continuamente raccolti dalla raschia di fondo, che li convoglia in un pozzetto, da cui vengono periodicamente scaricati per mezzo di una valvola pneumatica comandata da un timer. L'avanzamento dell'equipaggio mobile avviene per mezzo di un pignone montato sull'albero del motore, che agisce su una cremagliera saldata al bordo della vasca del Deltafloat. Il sistema di discioglimento dell'aria nell'acqua avviene nel reattore di discioglimento ASR ad una pressione di 6 bar. Una quota dell'acqua chiarificata viene ricircolata nella parte superiore del reattore insieme all'aria. La miscela entra in un sistema a doppia camera interno al serbatoio, in cui avviene la formazione delle bolle d'aria ed il loro scioglimento in acqua. L'acqua pressurizzata satura d'aria disciolta esce dalla parte inferiore del serbatoio e viene inviata alla vasca di flottazione.

Tabella 73: Parametri operativi Deltafloat

	PARAMETRI		VALORI
PARAMETRI OPERATIVI	Q prevista acqua grezza	m <sup>3</sup> /h	35
	Q tot (acqua grezza + ricircolo pressurizzato)	m <sup>3</sup> /h	60
	Q ricircolo	m <sup>3</sup> /h	25* <sup>1</sup>
	Aria max consumata	Nm <sup>3</sup> /h	2
	Q esercizio ASR	m <sup>3</sup> /h	15* <sup>1</sup>
	P esercizio ASR	bar	6
	Contenuto max solidi sospesi a secco	kg/h	90
	C max solidi in entrata	ppm	2500
	C max solidi sospesi separabili in uscita	ppm	≤ 80
	CSS	kgTS/(m <sup>2</sup> h)	9,78
	CIS	m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> h)	3,8
EFFICIENZA DI RIMOZIONE	Efficienza rimozione solidi sospesi separabili	%	95* <sup>2</sup>
DIMENSIONI VASCA DI FLOTTAZIONE	Diametro interno di flottazione	mm	3500
	Diametro totale di installazione	mm	4100
	A effettiva di flottazione	m <sup>2</sup>	9,2
DIMENSIONI ASR	Diametro Serbatoio	mm	350
	Altezza totale	mm	2715

\*1: Da chiarire perché la portata di ricircolo non corrisponde a quella nel serbatoio ASR

\*2: Con dosaggio di flocculanti/coagulanti

Nella relazione tecnica il valore della portata di ricircolo non corrisponde alla portata di esercizio nel serbatoio ASR. È da chiarire se il valore di esercizio previsto, pari a 15 m<sup>3</sup>/d, sia riferito all'ipotesi di dosaggio di chemicals, mentre la portata di ricircolo di 25 m<sup>3</sup>/d sia da considerare come valore massimo, nell'eventualità in cui non vengano dosati reagenti.

Una volta noti i parametri di progetto, sono stati analizzati i dati relativi alle potenze da installare e ai relativi consumi, come riportato in Tabella 74. Sono previsti due inverter di frequenza per regolare

le velocità rispettivamente del motore dell'unità di movimentazione e del motore del raccoglitore. Ipotizzando un tempo di lavoro di 8 ore al giorno per tutti i macchinari, sono stati infine calcolati i consumi energetici globali. In particolare, per il calcolo del consumo energetico si è utilizzato il dato di potenza assorbita per la pompa di pressurizzazione, mentre per le altre voci sono stati utilizzati a favore di sicurezza i valori delle potenze installate, dato che non erano disponibili quelli delle potenze assorbite. Inoltre, nel calcolo non sono state considerate, poiché non sono state fornite, le potenze della pompa di alimentazione e di quella per il dosaggio di eventuali polimeri. Non considerando il dosaggio dei polimeri comunque, i consumi così calcolati potrebbero essere sovrastimati, in quanto con l'aggiunta di polimeri sarà necessaria una portata d'aria minore.

Tabella 74: Potenze e consumi del DAF

POTENZE E CONSUMI			
POTENZE	Potenza installata Struttura mobile	kW	0,25
	Potenza installata Raccoglitore	kW	0,25
	Potenza inverter	kW	0,4 <sup>*3</sup>
	Potenza installata pompa pressurizzazione	kW	9,2
	Potenza assorbita pompa pressurizzazione	kW	7,8
	Potenza compressore	kW	2,2 <sup>*4</sup>
CONSUMI	Tempo di lavoro ipotizzato	h/d	8
	Consumi	kWh/d	90,4 <sup>*5</sup>

\*3: Da chiarire se unitaria o totale e se assorbita o installata

\*4: Da chiarire se assorbita o installata

\*5: Calcolato con le potenze assorbite, quando fornite nell'offerta.

Ove possibile, in base alla disponibilità dei dati, è stato effettuato un confronto tra i principali parametri operativi del Deltafloat e i valori tipici di letteratura, precedentemente individuati.

Tabella 75: Confronto dei parametri operativi con i range di letteratura

PARAMETRI OPERATIVI		RANGE TIPICI	DELTAFLOAT
Pressione	kPa	275 - 350	600
Consumo energetico	kWh/m <sup>3</sup>	0,03 - 0,04	0,108
Efficienza di rimozione	% TSS	82 - 97	95
Footprint	m <sup>2</sup>	1000	13,3*
Costi di investimento	€/(m <sup>3</sup> /d)	5 - 25	96
A/S	ml*atm/mg	0,005 - 0,06	0,0136
Carico di solidi ISP	kg/m <sup>2</sup> h	1,2 - 10	9,8
TS% out ISP	%	5 - 4	2,75**

\*: Calcolato come somma delle superfici di ingombro della vasca Deltafloat e del serbatoio ASR;

\*\* : ipotizzato.

Sono stati quindi analizzati di dettagli sui costi dell'offerta, di seguito riportati in Tabella 76. In particolare, la fornitura dell'offerta comprende il reattore DELTAFLOAT mod. 9, il serbatoio A.S.R. mod. 0.25, i disegni e lo schema di flusso dettagliato, il manuale d'uso, di avviamento e di manutenzione.

Sono invece escluse le seguenti voci:

- Struttura di supporto, scala di accesso e piattaforma di servizio;
- Tubi ed accessori per il collegamento idraulico;
- Quadro elettrico di comando, valvole e strumenti (optional);
- Collegamenti elettrici e pneumatici;
- Pompa di pressurizzazione (optional);
- Compressore (optional);
- Pompa di alimentazione;
- Sistemi di preparazione prodotti chimici e relative pompe dosatrici;
- Imballo e trasporto;
- Mezzi di sollevamento e scarico;
- Montaggio ed avviamento;
- Supervisione al montaggio ed avviamento (optional).

Tabella 76: Capex e opex del DAF

CAPEX E OPEX				
CAPEX	FORNITURA OFFERTA	N° 1 DELTAFLOAT mod. 9 e N° 1 A.S.R. mod. 0.25	€	65100
	OPTIONALS	STRUMENTAZIONE E QUADRO ELETTRICO: 1 sistema di controllo livello; 2 inverter; 1 valvola pneumatica; 1 quadro elettrico di comando.	€	9400
		POMPA DI PRESSURIZZAZIONE	€	1710
		COMPRESSORE	€	4200
	TOTALE		€	<b>80.410</b>
OPEX	SUPERVISIONE AL MONTAGGIO		€/giorno	600* <sup>5</sup>
	ASSISTENZA ALL'AVVIAMENTO		€/giorno	700* <sup>5</sup>

\*<sup>5</sup>: Escluse spese di viaggio, vitto e alloggio

Una volta analizzati i dati specifici dell'unità di flottazione, si è analizzato l'effetto dell'inserimento di tale operazione unitaria sulla linea fanghi, in particolare sui processi di disidratazione e di essiccamento termico. La flottazione infatti si inserisce nello schema di flusso a valle della centrifuga, per il trattamento del surnatante. Il flottatore separa l'effluente chiarificato dal fango flottato, che viene inviato nuovamente alla centrifuga per essere disidratato, insieme al flusso in uscita dalla digestione anaerobica. Dovendo processare un'ulteriore aliquota di fango, si prevede un calo nel contenuto in secco della miscela di fango centrifugato. Di conseguenza, per raggiungere le stesse prestazioni in termini di contenuto di solidi nel fango essiccato, l'essiccatore dovrà lavorare per un periodo di tempo maggiore. Di seguito vengono proposti degli scenari in cui, per ognuno degli schemi di flusso di termoidrolisi, è stata inserita l'unità di flottazione a valle della centrifuga.

Sono state necessarie alcune semplificazioni per analizzare i diversi scenari. Per calcolare i carichi di massa nel surnatante si sono considerati i tassi di cattura delle centrifughe dichiarati nelle offerte tecniche. Dato che lo schema fornito da DTM Turbotec non contiene le informazioni sul tasso di cattura della disidratazione, si è ipotizzato un valore del 96%. Lo schema di Turbotec inoltre non fornisce le informazioni sui dati di portata di diluizione dovuta al dosaggio dei polimeri a monte della centrifuga. I dati dello schema di processo di Veolia sono stati mediati nelle 24 ore per ottenere i corrispondenti giornalieri. Nel calcolo del carico di massa dei flussi analizzati, non è stato considerato il contributo dei polimeri aggiunti a monte della centrifuga. La concentrazione attesa di solidi nel materiale flottato è stata posta pari a 27.500 mg/l. Dichiarando per la centrifuga un tasso di cattura inferiore, lo scenario di integrazione con lo schema di Cambi è caratterizzato da una concentrazione nel surnatante superiore ai 2.500 mg/l. In tutti i casi il contributo aggiuntivo del fango flottato alla disidratazione provoca una leggera diminuzione del contenuto in secco del fango in uscita, destinato all'essiccamento termico.

Tabella 77: Parametri degli scenari integrati con DAF

	VEOLIA * <sup>6</sup>	CAMBI	TURBOTEC* <sup>7</sup>
Q in DAF m <sup>3</sup> /d	216	288	130
TS % in DAF	0,2	0,41	0,33
mgTS/l in DAF	1956	4067	3286
Carico in DAF kgTS/h	422	1171	428
% rimozione DAF	95	95	95
Carico flottato kgTS/d	401	1113	406
concentrazione flottato mg/l * <sup>8</sup>	27500	27500	27500
Q flottato m <sup>3</sup> /d	15	40	15
% rimozione centrifuga	96	90	96
Q out centrifuga m <sup>3</sup> /d * <sup>10</sup>	38	35	39
Carico out centrifuga kgTS/d	10523	10541	10656
TS % out centrifuga	27,6	29,8	27,4

\*<sup>6</sup>: Dati di Veolia mediati nelle 24 h

\*<sup>7</sup>: Dati di Turbotec non contengono informazioni sulla portata di diluizione per dosaggio polimeri

\*<sup>8</sup>: Fissata

\*<sup>9</sup>: Ipotizzata

\*<sup>10</sup>: Calcolata con ipotesi di legame lineare tra Q in e Q surnatante

I dati così elaborati, sono stati integrati quindi con quelli degli essiccatori di Huber e Klein, per poter valutare, a parità di prestazioni finali da ottenere, fissando il contenuto in secco del fango essiccato al 90%, il tempo di ritenzione minimo necessario. Per entrambi gli essiccatori, il fango dello schema di processo di Cambi, che ha una concentrazione di solidi in ingresso maggiore, è caratterizzato dal minore tempo di stazionamento nell'essiccatore.

Tabella 78: Scenario di funzionamento TH+DAF+HUBER: tempi di essiccamento con TS% in uscita fissato = 90%

SCHEMA THP	Q in t/d	TS % in	tTS/d in	tH <sub>2</sub> O/d in	tH <sub>2</sub> O/h HUBER	TS % out	t/d out	tH <sub>2</sub> O rimossa	tempo h
CAMBI	35,41	29,8	10,54	24,87	1,208	90	11,71	23,69	20
VEOLIA	38,08	27,6	10,52	27,56	1,208	90	11,69	26,39	22
TURBOTEC	38,82	27,4	10,66	28,16	1,208	90	11,84	26,98	22

Tabella 79: Scenario di funzionamento TH+DAF+KLEIN: tempi di essiccamento con TS% in uscita fissato = 90%

SCHEMA THP	Q in t/d	TS% in	tTS/d in	tH <sub>2</sub> O/d in	tH <sub>2</sub> O/h KLEIN	TS% out	t/d out	tH <sub>2</sub> O rimossa	tempo h
CAMBI	35,41	29,8	10,54	24,87	1,25	90	11,71	23,69	19
VEOLIA	38,08	27,6	10,52	27,56	1,25	90	11,69	26,39	21
TURBOTEC	38,82	27,4	10,66	28,16	1,25	90	11,84	26,98	22

Di seguito si mostrano, in Tabella 80 le principali variazioni dei parametri di progetto dovute all’inserimento dell’unità di flottazione nello schema di processo.

Tabella 80: Confronto degli scenari con e senza DAF

PARAMETRI	TH	CON DAF A CENTRIFUGA	SENZA DAF
TS% out centrifuga	VEOLIA	27,6	28
	CAMBI	29,8	32
	TURBOTEC	27,4	30
kg TS/d out centrifuga	VEOLIA	10523	10138
	CAMBI	10541	9536
	TURBOTEC	10656	10694
Tempo di funzionamento essiccatore HUBER [h]	VEOLIA	22	21
	CAMBI	20	16
	TURBOTEC	22	20
Tempo di funzionamento essiccatore KLEIN [h]	VEOLIA	21	20
	CAMBI	19	15
	TURBOTEC	22	19

Oltre all’ipotesi di inviare il fango flottato in testa alla centrifuga, sono stati analizzati altri scenari, per individuare la configurazione migliore per l’inserimento del DAF nello schema di processo della linea fanghi. Per semplicità è stata considerata solamente la configurazione dello schema di Cambi, alla quale sono stati applicati i diversi scenari ipotizzati. In particolare, si sono considerate complessivamente le seguenti configurazioni:

- 1- Invio del flottato in ingresso alla centrifuga;
- 2- Invio del flottato nel silo di stoccaggio dei fanghi a monte del processo di idrolisi termica;
- 3- Invio del flottato a valle del processo di idrolisi termica, in parziale sostituzione dell’acqua di diluizione;
- 4- Invio del flottato in testa alla linea fanghi, insieme ai fanghi secondari.

I nuovi scenari ipotizzati sono stati confrontati tra loro e con lo schema 0, nel quale non è prevista l’unità di flottazione. Per ognuno dei diversi scenari si è valutato l’effetto dell’inserimento del flusso del flottato in uscita dal DAF nelle operazioni unitarie a valle, con particolare attenzione ai processi di disidratazione e di essiccamento termico.

Di seguito si riportano i principali parametri operativi per ognuno dei diversi scenari.



Tabella 81: Parametri operativi degli scenari con DAF

PARAMETRI OPERATIVI		SENZA DAF	DAF OFFERTA	CAMBI + DAF CENTRIFUGA	CAMBI + DAF PRE THP	CAMBI + DAF POST THP	CAMBI + DAF TESTA
Q in DAF	m <sup>3</sup> /d		280	288	258	259	259
TS % in DAF	%		0,25	0,41	0,44	0,43	0,44
C <sub>in</sub> DAF	mgTS/l		2500	4067	4357	4347	4351
Carico in DAF	kgTS/d		700	1171	1124	1124	1127
A/S	ml*atm/mg		0,0136	0,0081	0,0085	0,0085	0,0085
% rimozione DAF	%		95	95	95	95	95
Carico flottato	kgTS/d		665	1113	1068	1068	1071
C flottato	mgTS/l		27500	27500	27500	27500	27500
Q flottato	m <sup>3</sup> /d		24,18	40,46	38,84	38,84	38,93
% rimozione centrifuga	%	90		90	90	90	90
Q out centrifuga	m <sup>3</sup> /d	29,8		35,4	31,7	31,8	31,8
Carico out centrifuga	kgTS/d	9536		10541	10119	10119	10143
TS % out centrifuga	%	32		29,8	31,9	31,8	31,8
Acqua di diluizione consumata pre e post THP	m <sup>3</sup> /d	94		94	64	67	96
Acqua per dosaggio polimeri alla centrifuga	m <sup>3</sup> /d	85		93,9	90,2	90,2	90,4

\*: Efficienza di rimozione ipotizzata costante, anche se A/S varia.

Ai fini del corretto funzionamento dell'unità di flottazione, è stato calcolato come parametro di progetto il rapporto tra la portata di aria immessa nella vasca e il carico di solidi influente, da cui dipendono le prestazioni del processo di flottazione. In caso di ricircolo pressurizzato, la formula con la quale è stato ricavato tale rapporto è la seguente:

$$\frac{A}{S} = \frac{s_a(fP - 1)R}{S_a Q}$$

Dove:

- $s_a$  è la solubilità dell'aria, assunta pari a 18.7 ml/l, considerando una temperatura di 20°C;
- $f$  è la frazione dell'aria disciolta alla pressione P, generalmente assunta pari a 0.5;

- P è la pressione in atmosfere;
- R è la portata di ricircolo pressurizzato;
- $S_a$  è la concentrazione dei solidi in ingresso;
- Q è il flusso in ingresso.

Di seguito si riportano i risultati ottenuti, riassunti in Tabella 82.

Tabella 82: Rapporti A/S

PARAMETRI		DAF OFFERTA	DAF CENTRIFUGA	DAF SILOS	DAF DILUIZIONE	DAF TESTA
sa	ml/l	18,7	18,7	18,7	18,7	18,7
f	-	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
P	atm	5,922	5,922	5,922	5,922	5,922
Sa	mg/l	2500	4183	4436	4347	4951
R	m <sup>3</sup> /d	200	200	200	200	200
Q	m <sup>3</sup> /d	280	288	253	259	244
L	kg/d	700	1171	1124	1124	1127
A/S	ml*atm/mg	0,0136	0,0081	0,0085	0,0085	0,0085

I valori ottenuti sono stati confrontati con i range tipici riportati dalla letteratura, corrispondenti a rapporti A/S compresi tra 0,005 e 0,060. Il rapporto A/S ottenuto considerando i dati forniti nella relazione tecnica del Deltafloat sono più conformi ai range tipici di letteratura, rispetto ai rapporti calcolati per i diversi scenari di processo, a parità del flusso di ricircolo pressurizzato.

Nei diversi scenari si è ipotizzato di mantenere costante la percentuale di rimozione del DAF dichiarata nella scheda tecnica, pari al 95 %. In realtà, dato che il rapporto A/S calcolato per i diversi scenari è diverso rispetto all'opzione prevista nell'offerta tecnica, non è detto che siano garantite le prestazioni dichiarate. Inoltre, il flottatore è stato dimensionato prevedendo una concentrazione in ingresso di 2.500 mg/l, mentre nello schema di Cambi, essendo l'efficienza di rimozione ipotizzata per la centrifuga pari al 90 %, il contenuto di solidi nel surnatante aumenta fino a 4.344 mg/l. Di conseguenza, il rapporto A/S, indice delle prestazioni del DAF, negli scenari applicati allo schema di processo di Cambi diminuisce rispetto al valore con cui è stato dimensionato il flottatore. Sono stati richiesti approfondimenti all'azienda OMC Collareda per valutare l'effetto sulle prestazioni di eventuali oscillazioni sui flussi in ingresso e sul rapporto A/S.

È stato inoltre valutato l'effetto dei vari scenari sulle prestazioni dell'essiccatore a valle. I dati ottenuti dai vari scenari sono stati integrati con le prestazioni degli essiccatori Huber e Klein. Di seguito si riportano i risultati, riassunti in Tabella 83e in Tabella 84.

Tabella 83: Scenari DAF + HUBER

DAF + HUBER	Q in	TS% in	TS in	H <sub>2</sub> O in	Q H <sub>2</sub> O	TS % out	Q out	H <sub>2</sub> O rimossa	tempo
SCHEMA CAMBI	t/d	%	t/d	t/d	t/d	%	t/d	t/d	h
CAMBI SENZA DAF	29,8	32	9,54	20,26	1,208	90	10,60	19,20	15,90
CAMBI + DAF PRE CENTRIFUGA	35,41	29,8	10,54	24,87	1,208	90	11,71	23,69	19,61
CAMBI + DAF PRE THP	31,73	31,9	10,12	21,61	1,208	90	11,24	20,48	16,96
CAMBI + DAF POST THP	31,80	31,8	10,12	21,68	1,208	90	11,24	20,55	17,02
CAMBI + DAF TESTA	31,85	31,8	10,14	21,71	1,208	90	11,27	20,58	17,04

Tabella 84: Scenari DAF + KLEIN

KLEIN	Q in	TS% in	TS in	H <sub>2</sub> O in	Q H <sub>2</sub> O	TS % out	Q out	H <sub>2</sub> O rimossa	tempo
SCHEMA CAMBI	t/d	%	t/d	t/d	t/d	%	t/d	t/d	h
CAMBI SENZA DAF	29,80	32,00	9,54	20,26	1,25	90	10,60	19,20	15,36
CAMBI + DAF PRE CENTRIFUGA	35,41	29,77	10,54	24,87	1,25	90	11,71	23,69	18,96
CAMBI + DAF PRE THP	31,73	31,90	10,12	21,61	1,25	90	11,24	20,48	16,39
CAMBI + DAF POST THP	31,80	31,82	10,12	21,68	1,25	90	11,24	20,55	16,44
CAMBI + DAF TESTA	31,85	31,85	10,14	21,71	1,25	90	11,27	20,58	16,46

Per entrambi gli essiccatori considerati, lo schema di processo che risulta più efficiente per il processo di essiccazione termica è quello in cui il fango flottato viene inviato a monte dell'unità di idrolisi termica.

Infine, si sono riassunti i principali parametri dei diversi scenari, confrontandoli con quelli relativi allo schema di processo senza DAF.

Tabella 85: Confronto degli scenari con DAF

SCHEMA CAMBI	SENZA DAF	CON DAF A CENTRIFUGA	CON DAF AL SILO	CON DAF A DILUIZIONE	CON DAF IN TESTA
TS% out centrifuga	32	30	32,47	31,82	31,85
Q out centrifuga [m <sup>3</sup> /d]	30	35	31,16	31,80	31,85
kg TS/d out centrifuga	9536	10541	10119	10119	10143
Tempo funzionamento essiccatore HUBER [h]	16	20	17	17	17
Tempo funzionamento essiccatore KLEIN [h]	15	19	16	16	16

Per tutti gli scenari analizzati l'inserimento dell'unità di flottazione comporta un maggiore tempo di lavoro necessario all'essiccatore per raggiungere il contenuto di solidi ottimale del 90 % TS. Tuttavia, inviando il materiale flottato dal DAF nel silo di stoccaggio a monte dell'idrolisi termica si minimizzano gli impatti sulle operazioni a valle.

### 3.5. Audit tecnologico degli impianti di recupero del fosforo

Si vuole valutare la possibilità di integrare lo schema di processo della linea fanghi dell'impianto di trattamento di Salvatronda con un'unità per la rimozione ed il recupero del fosforo dalla linea fanghi. Il fosforo è un nutriente il cui rilascio in ambiente potrebbe comportare impatti sull'ecosistema, causando l'eutrofizzazione dei corpi idrici recettori e squilibri sulla flora e la fauna circostante. Inoltre, è una materia prima non rinnovabile utilizzata prevalentemente nel settore agricolo e alimentare. Per questi motivi l'Unione Europea sta applicando legislazioni per imporre limiti sempre più restrittivi sulle concentrazioni di fosforo in uscita dagli impianti di trattamento. Si stanno sviluppando nuove tecnologie per localizzare su cui è più conveniente attuare il processo di rimozione, garantendo un effluente che rispetti i limiti di concentrazione imposti e cercando di recuperare la risorsa per poterla reinserire nel processo produttivo, in accordo con la prospettiva di economia circolare. Uno dei metodi che garantisce elevate prestazioni e recuperi è il processo di cristallizzazione sottoforma di struvite. Il fosforo, presente in forma solubile come ortofosfato nei flussi di fango biologici, viene rimosso attraverso un processo di precipitazione in cristalli di struvite  $NH_4MgPO_4 \cdot 6H_2O$ , permettendo da una parte il recupero sottoforma di materiale ammendante o fertilizzante per l'agricoltura, dall'altra evitando che tali incrostazioni possano compromettere o danneggiare le apparecchiature dell'impianto.

I dati e le informazioni trasferite per la richiesta di offerte relative all'unità di recupero del fosforo riguardano le concentrazioni attese in ingresso e in uscita dall'impianto. In Tabella 86 sono sintetizzate le principali caratteristiche dell'influente e dell'effluente in configurazione di progetto.

Tabella 86: Caratteristiche influente e effluente impianto

PARAMETRI	VALORI	
Concentrazione TP influente (escluso il surnatante dalla linea fanghi)	7,7 ± 1,8	mg/l
Flusso medio in periodo secco	30000	m <sup>3</sup> /d
BOD influente	270	mg/l
TP effluente attuale da modellazione	< 0,5	mg/l

Il trattamento biologico previsto in configurazione futura è suddiviso in due linee e prevede due opzioni gestionali, rispettivamente in modalità D-N e in modalità BNR. I flussi individuati nella linea fanghi per attuare il recupero del fosforo sono:

1. Surnatante post-digestione anaerobica;
2. Surnatante post-fermentazione;

### 3. Surnatante essiccamento (non contiene fosforo).

Le principali caratteristiche delle portate sintetizzate in Tabella 87 evidenziano che il flusso maggiormente caricato è il surnatante in uscita dalla centrifuga a valle della digestione anaerobica, mentre quello in uscita dall'essiccamento termico è privo di fosforo e ha basse concentrazioni di azoto ammoniacale. I dati riportati provengono da riferimenti di letteratura tecnica e dai risultati di modellazione dei diversi scenari ottenuti da modellizzazioni avanzate. Le concentrazioni di ammoniaca nel flusso digestato sono stime dei tech providers (Cambi e Veolia).

Tabella 87: Caratteristiche dei flussi di surnatanti

PARAMETRI		MINIMO	MASSIMO	MEDIA
Q (1)	m <sup>3</sup> /d			200
Q (2)	m <sup>3</sup> /d			46
Q (3)	m <sup>3</sup> /d			21
N-NH <sub>4</sub> (1)	mg N/l	1300	1500	
N-NH <sub>4</sub> (2)	mg N/l	50	150	
N-NH <sub>4</sub> (3)	mg N/l	50	100	
P-PO <sub>4</sub> (1)	mg P/l	150	250	
P-PO <sub>4</sub> (2)	mg P/l	50	100	
P-PO <sub>4</sub> (3)	mg P/l	0	0	
Q tot	mg/l			270
N-NH <sub>4</sub> tot	mg N/l	115	210	
P-PO <sub>4</sub> tot	mg P/l	100	200	

#### 3.5.1. Descrizione delle tecnologie di recupero del fosforo

Si illustrano sinteticamente le principali tecnologie di recupero del fosforo sottoforma di struvite, la loro scala di applicazione e la loro diffusione negli impianti di trattamento delle acque reflue urbane, per valutare la possibilità di inserimento nella linea fanghi dell'impianto di Salvatronda di un sistema per la rimozione del fosforo dalla matrice liquida del fango.

##### 3.5.1.1. NuReSys – NUtrient REcycle SYStem

La tecnologia di Nutrient Recycle System per il recupero del fosforo attraverso la cristallizzazione di struvite può essere applicata sia al fango digerito che al surnatante della disidratazione. L'applicazione più diffusa per gli impianti di trattamento di reflui urbani è quella sul flusso del surnatante, mentre per i reflui industriali è inserita in genere all'uscita del reattore UASB. La tecnologia può essere applicata al fango digerito sia con la sola funzione di impedire intasamenti delle condotte a causa della precipitazione del fosforo, sia con l'obiettivo di recuperare struvite. Nel

primo caso si effettua solamente lo strippaggio del fango digerito, mentre nella seconda ipotesi si dosano in aggiunta chemicals a pH controllato per favorire la formazione della struvite.

La tecnologia NuReSys è applicata in piena scala in 10 impianti, principalmente per il trattamento dei reflui caseari e farmaceutici in Belgio e Olanda.

Tabella 88: Referenze NuReSys

IMPIANTO	ANNO	FLUSSO TRATTATO	Q in [m <sup>3</sup> /h]	P-PO <sub>4</sub> influente [mgP/l]	P-PO <sub>4</sub> effluente [mgP/l]	Produzione Struvite kg/d
Humana Milchunion, Everswinkel (Germania)	2006	UASB	125	60-65	20-15	600
Agristo, Harelbeke-Hulste (Belgio)	2008	UASB	60	100	20-15	600-800
Clarebout Potatoes, Nieuwkerke (Belgio)	2011	UASB	120	150	20-15	1800
Clarebout Potatoes, Nieuwkerke (Belgio)	2012	UASB	120	130-175	20-15	1700 – 2000
Aquafin WWTP, Aartselaar (Belgio)	2013	DIGESTATO	8	100	15	75
Land Van Cuijck WWTP (Paesi Bassi)	2015	SURNATANTE	5	650	88	400
Apeldoorn WWTP (Paesi Bassi)	2016	IBRIDO	140	450	40	1500
Geel, Genzyme (Belgio)	2014					
Schiphol Airport, Evides (Paesi Bassi)	2014	PILOTA				
Braunschweig Steinhof (Germania)	2018					

### 3.5.1.2. Pearl – Ostara

La tecnologia Pearl di Ostara può essere applicata sul flusso in uscita dalla digestione o sul surnatante della disidratazione. La rimozione del fosforo avviene mediante cristallizzazione, grazie all'aggiunta di magnesio a pH controllato in un reattore a letto fluido a due fasi con flusso ascensionale. La tecnologia Pearl può essere implementata con l'unità WASSTRIP (Waste Activated Sludge Stripping to Remove Internal Phosphorus), che permette il rilascio del fosforo a monte del digestore, incrementando le efficienze di rimozione dei nutrienti, proteggendo le apparecchiature da intasamenti, migliorando la disidratabilità del fango e riducendone la quantità.

La tecnologia Pearl di Ostara è applicata in piena scala in 22 impianti nel mondo, di cui 4 in Europa. In particolare, la tipologia di reattore Pearl Fx è operativa in 4 impianti di trattamento.

Tabella 89: Referenze Pearl Ostara

IMPIANTO	CAPACITÀ IMPIANTO (m <sup>3</sup> /d)	ANNO	REATTORE	WASSSTRIP
Durham AWWTP Tigard, OR	75.708	2009	2 Pearl 500 1 Pearl 2K	Sì
Nansemond WWTP Suffolk, VA	75.708	2010	3 Pearl 500	In programma
York WWTP York	75.708	2010	2 Pearl 500	No
Rock Creek AWWTP Hillsboro, OR	11.3562	2012	2 Pearl 2K	Sì
Slough STW, UK	56.781	2012	1 Pearl 500	In programma
Yakima Regional WWF, WA	151.416	2010	2 Pearl Fx	No
H.M. Weir WWTP Saskatoon, SK	75.708	2013	1 Pearl 2K	Sì
Nine Springs WWTP Madison, WI	151.416	2014	2 Pearl 2K	Sì
F. Wayne Hill WRC Burford, GA	189.271	2015	2 Pearl 2K	Sì
Amersfoort, Netherlands	56.781	2015	1 Pearl 2K	Sì
Gold Bar/Clover Bar Edmonton, AB	302.833	2015	1 Pearl 10K	In programma
West Boise WWTP, ID	416.395	2015	4 Pearl Fx	No
Stickney WRP, IL	4.542.494	2016	3 Pearl 10K	Sì
Truckee Meadows WRF Reno, NV	151.416	2016	1 Pearl 2K	No
Madrid Sur, Spain	416.395	2016	1 Pearl 2K	In programma
Opequon WRF Winchester, VA	30.283	2016	1 Pearl 2K	In programma
St. Cloud WWTF, MN	68.137	2018	1 Pearl 2K	Sì
RM Clayton WRC Atlanta, GA	264.979	2018	2 Pearl 2K	No
Cielcza STP Jarocin, Poland	37.854	2019	1 Pearl 500	Sì
Paso Robles, CA	37.854	2019	1 Pearl Fx	No
New Water Green Bay, WI	529.958	2019	4 Pearl Fx	No
Shafdan WWTP Tel Aviv, Israel	473.176	2020	2 Pearl 10K	Sì

### 3.5.1.3. AirPrex – CNP

La tecnologia AirPrex di CNP viene applicata al fango digerito e si installa tra il digestore e l'unità di disidratazione. La formazione di struvite avviene mediante strippaggio della CO<sub>2</sub> per aumentare il pH e dosaggio di MgCl<sub>2</sub> per favorire la precipitazione del fosforo nel reattore. Una variante della tecnologia è costituita dal reattore CalPrex, che si installa nell'impianto tra un digestore a fase acida e uno per la produzione di biogas. Il digestore a fase acida garantisce un ambiente a basso contenuto di ossigeno e a basso pH, per facilitare il rilascio di ortofosfati in forma solubile. Il fango in uscita attraversa un'unità di disidratazione e il surnatante viene inviato al reattore Calprex. Vengono aggiunti idrossido di Calcio e Cloruro di Calcio, per favorire la precipitazione di cristalli di bruscite (CaHPO<sub>4</sub>· 2H<sub>2</sub>O). Le due varianti possono anche essere installate simultaneamente per ottimizzare la rimozione fino al 50% del fosforo totale in ingresso.

La tecnologia AirPrex è applicata in 8 impianti in piena scala.



Tabella 90:Referenze AirPrex

IMPIANTO	CAPACITÀ REATTORE [m <sup>3</sup> /d]	FLUSSO	ANNO	PRODUZIONE STRUVITE [lbs/d]
Berlin-Wassmannsdorf WWTP (Germania)	1999	Fango digerito	2009	5000
MG-Neuwerk WWTP Niersverband, (Germania)	1498	Fango digerito	2009	3000
Echten WWTP (Paesi Bassi)	409	Fango digerito	2011	1000
Amsterdam-West WWTP (Paesi Bassi)	2506	Fango digerito	2014	10000
Uelzen SE (Paesi Bassi)			2015	
Salzgitter Nord ASG (Germania)			2015	
Wolfsburg SE (Germania)			2016	
Tianjin CEPG (CN)			2016	

#### 3.5.1.4. Crystalactor

La tecnologia Crystalactor consente di rimuovere i fosfati delle acque reflue urbane ed industriali, sottoforma di pellets di calcio fosfato, magnesio fosfato o struvite. L'unità è costituita da un reattore pellet a letto fluido ad aria miscelata, parzialmente riempito con sabbia, granato o altro materiale di riempimento, nel quale il flusso viene pompato dal basso verso l'alto. Vengono dosati calce, idrossido di magnesio o una combinazione di soda caustica e cloruro di magnesio per favorire la precipitazione in pellet. La concentrazione ottimale di fosfati in ingresso è di almeno 25 mg/l, per ottenere un contenuto di fosfati in uscita all'effluente di 0,2-0,5 mg/l. Negli impianti di trattamento delle acque reflue urbane il reattore viene applicato sul flusso a valle di un trattamento biologico del fosforo. Il flusso in uscita dal reattore viene filtrato per ottenere un effluente chiarificato.

La tecnologia Crystalactor utilizzata per la rimozione del fosforo è applicata principalmente in impianti di trattamento industriali.

Tabella 91: Referenze Crystalactor

IMPIANTO	ANNO	CAPACITÀ [m <sup>3</sup> /d]	SETTORE
Nanjing, Cina	2010	3600-4800	Industria chimica
Waupun (Wisconsin), USA	2005	3000	Industria casearia

#### 3.5.1.5. Phosnix

La tecnologia Phosnix è applicata side-stream ai flussi di surnatante da processi EBPR o da digestione di fanghi municipali e industriali. Il reattore è di tipo a letto fluido ad aria miscelata, con il flusso di surnatante che attraversa il reattore dal basso verso l'alto. Il mezzo di accrescimento del letto è

struvite creata in situ. Vengono dosati idrossido di sodio e  $Mg(OH)_2$  per favorire la precipitazione e controllare il pH. Phosnix può trattare flussi con concentrazioni di 100 - 150 mg P- $PO_4$ /l, recuperando 80 – 90 % di P- $PO_4$  sottoforma di struvite.

La tecnologia Phosnix è applicata in Giappone negli impianti di Shinji Eastern Clarification Center della Prefettura di Shimane e dell'Osaka South Ace Centre.

Tabella 92: Referenze Phosnix

IMPIANTO	CAPITÀ REATTORE [m3/d]	ANNO
Shinji Eastern Clarification Center, Giappone	500	1998
Shinji Eastern Clarification Center, Giappone	150	1998
Osaka South Ace Centre, Giappone	500	2000

#### 3.5.1.6. Seaborne

La tecnologia Seaborne tratta flussi di fango in uscita dalla digestione. Il processo è composto da diversi moduli collegati tra loro. Oltre al recupero di fosforo e azoto sotto forma di fertilizzanti minerali, avviene anche la rimozione di metalli pesanti e la pulizia del gas del digestore. La prima fase consiste nell'acidificazione a pH 4 con l'aggiunta di acidi forti, per ottenere la dissoluzione del fosforo, della sostanza organica e di parte dei metalli pesanti. I solidi organici vengono separati e possono essere bruciati. Le ceneri possono essere alimentate di nuovo nel processo.

Il biogas del digestore contenente  $H_2S$  viene successivamente insufflato nel reattore, in modo tale da farlo reagire con i metalli pesanti per ottenere la precipitazione e la desolforazione del biogas. Dopo di che avviene l'aggiunta di  $Mg(OH)_2$  e il controllo del pH con NaOH. L'eccesso di ammoniaca viene alimentato a una colonna di stripping e può essere separato come solfato di ammonio. L'ultima fase prevede la separazione solido/liquido.

La tecnologia Seaborne è applicata in scala su 3 impianti di trattamento, ma sul sito dell'azienda è presentata un'installazione come applicazione di referenza.

Tabella 93: Referenze Seaborne

IMPIANTO	ANNO
Gifhorne, Germania	2005

### 3.5.2. Valutazione e analisi comparativa tecnico economica

Di seguito vengono analizzate le diverse tecnologie proposte per l'installazione dell'unità di rimozione e recupero del fosforo dai fanghi reflui, prevista per l'upgrading dell'impianto di trattamento di Salvatronda.

#### 3.5.2.1. Ostara Pearl Fx

L'offerta tecnica di Ostara consiste nell'inserimento nello schema di flusso della linea fanghi di un reattore Pearl Fx. Ostara propone di trattare solamente il surnatante della centrifuga, perché molto carico di nutrienti, ritenendo che l'aggiunta degli altri due flussi meno concentrati provochino un'eccessiva diluizione del flusso da trattare. La concentrazione di nutrienti del surnatante alla centrifuga è molto elevata perché il pretrattamento di idrolisi termica e la digestione anaerobica dei fanghi causano la solubilizzazione delle sostanze e la degradazione della materia organica. Si vuole quindi inserire un reattore up stream a letto fluido per il trattamento del surnatante della centrifuga a valle della digestione anaerobica, prima che esso venga ricircolato in linea acque. Ostara propone per l'applicazione nell'impianto di Salvatronda, la tipologia di reattore Pearl Fx 6', di cui vengono esposte le caratteristiche principali nella Tabella 94.

Tabella 94: Caratteristiche reattore Pearl Fx

REATTORE PEARL FX - 6'		
Quantità	n	1
Diametro superiore	m	1,83
Altezza	m	4,95
Capacità	m <sup>3</sup> /d	200
Tipo design	-	modulare
T	-	ambiente
Pressione	-	atmosferica
P alimentazione surnatante	bar	2
Footprint reattore	m <sup>2</sup>	13
Footprint sistema Pearl Nutrient Recovery	m <sup>3</sup>	200
utilizzo reattore	%	100
Tempo di funzionamento	h/giorno	24
Tempo di funzionamento	g/settimana	7
Tempo di manutenzione	settimane/anno	2

Il flusso di surnatante da trattare viene alimentato side stream nel Pearl Mixing Manifold, dove viene miscelato con magnesio e idrossido di sodio. La quantità di reagenti da aggiungere viene determinata in modo automatico attraverso il Pearl Control System, in base alle caratteristiche del

flusso in ingresso, al rapporto P:Mg e al pH. L'idrossido di sodio viene dosato per il controllo del pH, tramite una pompa dosatrice a membrana regolata con la sonda pH del reattore. La quantità da iniettare viene calcolata per migliorare l'efficienza di rimozione, mantenendo comunque costi operativi sostenibili. Il flusso miscelato viene quindi alimentato nel reattore dal fondo, dove inizia la cristallizzazione della struvite. Il materiale resta all'interno del reattore grazie ad una valvola a saracinesca posta alla base, mentre l'effluente trattato esce dalla parte superiore del reattore. Il materiale cristallizzato viene quantificato tramite misure di pressione e viene inviato periodicamente in modo automatico al sistema di gestione di raccolta in batch. Durante l'operazione di raccolta il reattore viene comunque alimentato in continuo senza interruzioni. Il sistema Pearl Nutrient Recovery System è dimensionato con una portata di alimentazione in continuo di 100 – 200 m<sup>3</sup>/d. Ostara consiglia inoltre di predisporre un sistema di alimentazione di acido, attraverso pompe dosatrici peristaltiche, per la pulizia annuale del reattore Pearl e per la decalcificazione periodica delle linee e delle strumentazioni. L'acido consumato durante il lavaggio e i sali disciolti vengono riciclati nel reattore insieme all'idrossido di sodio, per poter essere recuperati e ricristallizzati.

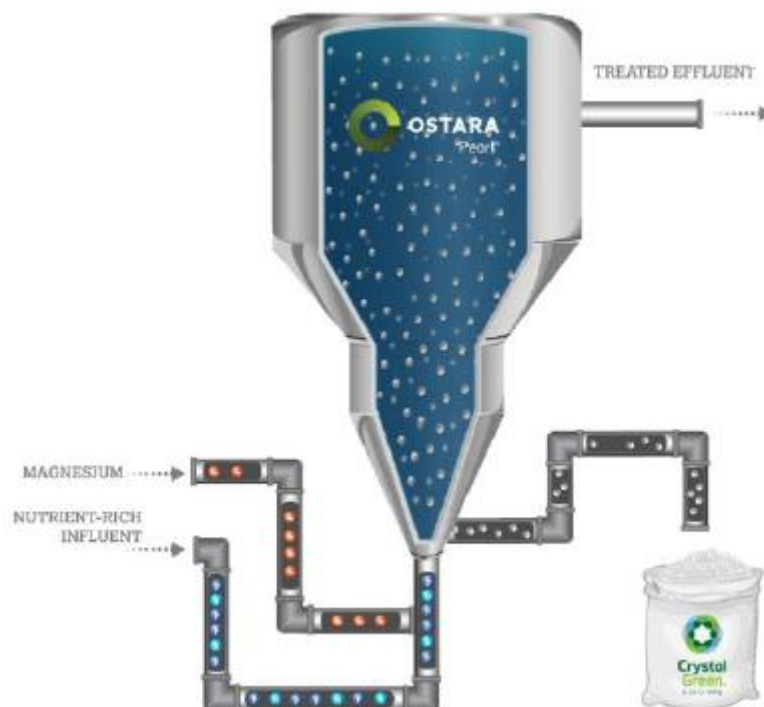


Figura 44: Reattore Pearl

Di seguito vengono sintetizzate schematicamente le caratteristiche dei flussi in entrata e in uscita dal reattore.

Tabella 95: Caratteristiche dei flussi

PARAMETRI		INGRESSO	EFFLUENTE	CRYSTAL GREEN
Q surnatante	m <sup>3</sup> /d	200	200	
pH	-	7,8	7,8 - 8,1	
Concentrazione P-PO <sub>4</sub>	mgP-PO <sub>4</sub> /l	200	20	
Carico P-PO <sub>4</sub>	kgP-PO <sub>4</sub> /d	40	4	27
Concentrazione N-NH <sub>3</sub>	mgN-NH <sub>3</sub> /l	1400	1317	
Carico N-NH <sub>3</sub>	kgN-NH <sub>3</sub> /d	280	263	12
Cloruro di Magnesio 30%	tonnellate umide/d	0,28		
Idrossido di Sodio 50%	m <sup>3</sup> /d	0,06		
Produzione Crystal Green	tonnellate/anno			80

In base alle condizioni di esercizio fornite, il sistema di trattamento Pearl può raggiungere oltre il 90% di rimozione del fosforo. Le prestazioni dichiarate sono schematizzate nella Tabella 96.

Tabella 96: Efficienze di rimozione di Pearl Ostara

PERCENTUALI DI RIMOZIONE		
% TP influente impianto trattato	%	17
Rimozione P-PO <sub>4</sub>	%	90
Recupero P-PO <sub>4</sub>	%	68
Rimozione N-NH <sub>3</sub>	%	6

Il materiale raccolto viene inviato al sistema di disidratazione per la separazione dell'acqua libera dai granuli, che consiste in una griglia circolare vibrante con maglia di 60 mm. Dopo la disidratazione il materiale contiene circa il 18 – 20 % di umidità e viene stoccato in sacchi da 1 tonnellata. Il prodotto viene acquistato da Ostara ad un prezzo concordato con il gestore dell'impianto ed è destinato alla produzione di torbe e fertilizzanti agricoli. Il prodotto finale ha una purezza superiore al 99,6 %, è privo di patogeni e rispetta gli standard US EPA Part 503 Classe A.

Tutte le operazioni del processo Pearl sono gestite in modo automatico dal sistema di controllo PRISM (Phosphorus Recovery Information and System Management).

Sono stati stimati i consumi previsti per il processo Pearl, in termini di richiesta di energia, quantità di reagenti necessaria, consumo di materiale, consumo di acqua e aria dalle utilities.

Tabella 97: Consumi di Pearl Ostara

CONSUMI	UNITÀ	VALORI	
ENERGIA	Consumo energia processo Pearl	kWh/d	92*
	costo unitario	€/kWh	0,08
	costo annuale energia	€/anno	2700
CHEMICALS	Costo unitario Cloruro di Magnesio 30%	€/t umide	165
	Costo annuale Cloruro di Magnesio 30%	€/anno	16800
	Costo unitario Idrossido di Sodio 50%	€/m <sup>3</sup>	185
	Costo annuale Idrossido di Sodio 50%	€/anno	4200
MATERIALE	Costi manutenzione materiale stimati	€/anno	15000
ACQUA NON POTABILE	P	psi	40-60
	Q continua	l/s	1,3
	V	m <sup>3</sup>	59
ACQUA POTABILE	Q	l/s	2,5
	V	m <sup>3</sup>	0,1
ARIA	Q	m <sup>3</sup> /h	0,2

\*: Esclusi consumi pompe di alimentazione.

I costi dell'offerta tecnica di Ostara sono riassunti nella Tabella seguente. Ostara garantisce supporto operativo, monitoraggio da remoto dei parametri chiave del processo, aggiornamenti da remoto con il personale in sito, pianificazione della raccolta del prodotto finale e aggiornamento dei software.

Tabella 98: Costi dell'offerta Ostara

COSTO STRUMENTAZIONE	€	75000
Esclusi	Alimentazione e collegamenti flusso in ingresso	
	Pompe o apparecchiature in stand-by	
	Pezzi di ricambio	
	Assicurazione oltre la copertura Ostara	
<b>PREZZO CRYSTAL GREEN</b>	€/tonnellata	100

### 3.5.2.2. AirPrex

L'offerta proposta da CNP CYCLES consiste nella versione Macro Process della tecnologia AirPrex. La configurazione di AirPrex è costituita da due reattori: nel primo avviene la precipitazione e l'accrescimento dei microcristalli in macrocristalli; il secondo reattore viene aggiunto per ottenere un'ulteriore dissoluzione dei fosfati nel fango. Facoltativamente, è possibile installare un idrociclone all'uscita del secondo reattore per incrementare la separazione dei microcristalli.

La tecnologia Airprex garantisce un aumento del tasso di recupero diretto fino al 50 %, oltre a un incremento della disidratabilità del fango fino al 4 %, un ridotto consumo di polimeri e una riduzione degli ortofosfati del 95 % nel filtrato (con ricircolo interno).

Il reattore in acciaio rivestito internamente ed esternamente, da installare outdoor, è munito di tutte le attrezzature necessarie al processo: impianti di miscelazione e unità di ventilazione, flangia di scarico dell'aria, bocche di ispezione, strutture in acciaio e piattaforma di servizio. È previsto anche un secondo serbatoio di miscelazione per la formazione di cristalli fini.

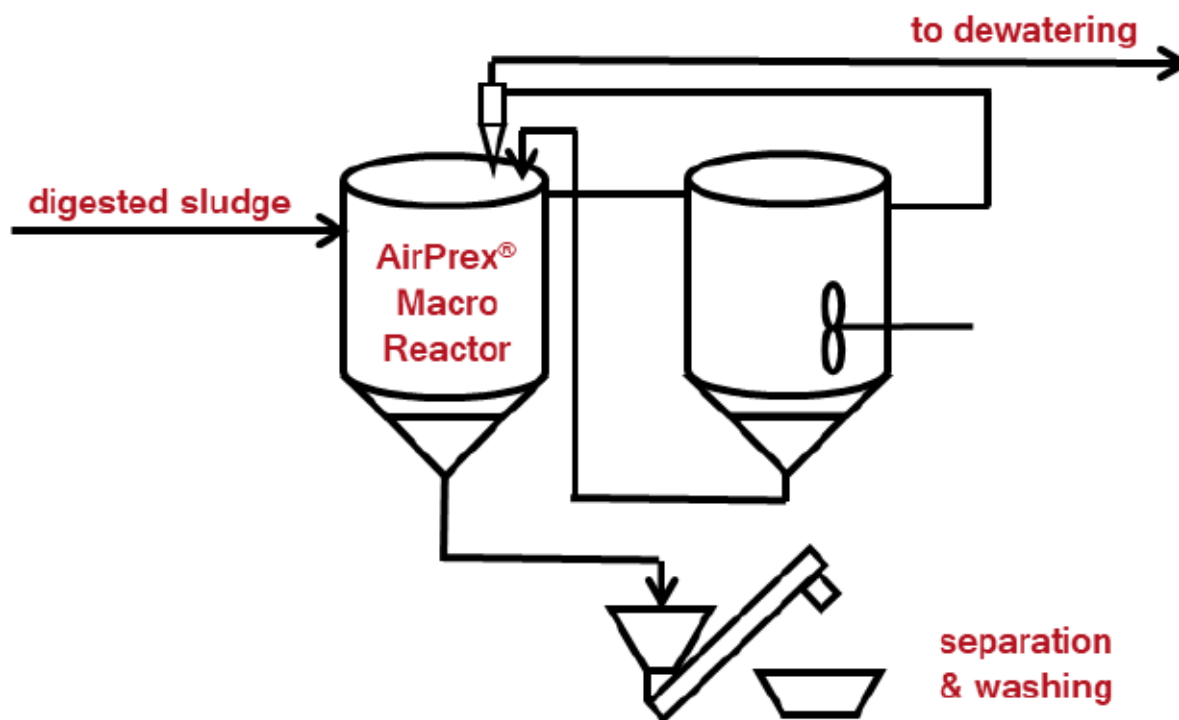


Figura 45: Tecnologia AirPrex

I parametri di dimensionamento dei reattori sono sintetizzati in Tabella 99. Il sistema è stato progettato per alimentare una portata di 200 m<sup>3</sup>/giorno e, pertanto, prevede solo il trattamento del surnatante in uscita dalla centrifuga a valle della digestione anaerobica, trascurando i flussi in uscita dal fermentatore e dall'essiccatore.

Tabella 99: Parametri di dimensionamento dei reattori AirPrex

PARAMETRI	VALORI	
Unità	n	2
Q totale	m <sup>3</sup> /d	200
Q reattore	m <sup>3</sup> /h	4
Volume	m <sup>3</sup>	60
Diametro	m	4
Altezza	m	9

Il reattore AirPrex è dotato di una soffiante a lobi rotanti con cappa acustica per l'estrazione della CO<sub>2</sub>, completa di valvola di controllo e filtro di sicurezza dell'aria. Si prevede l'installazione di una scala per l'accesso all'attrezzatura e la sua manutenzione.

Nell'offerta non è compresa, ma prevista eventualmente come optional, la copertura del serbatoio con rivestimento in acciaio e bocca di ispezione, come per il design del reattore.

Il sistema di dosaggio del magnesio per la precipitazione dei cristalli, sottoforma di MgCl<sub>2</sub> o Mg(OH)<sub>2</sub>, è composto da una pompa dosatrice regolabile e fornita di tutti i componenti necessari come il filtro e il misuratore di portata, montata su una stazione di misurazione con montaggio a parete.

Il serbatoio di stoccaggio per la soluzione di cloruro di magnesio MgCl<sub>2</sub> al 33 %, da installare outdoor, è in PE 100 ed ha una capacità di 25 m<sup>3</sup>. È fornito di un sistema di dosaggio a goccia e di una postazione per il rifornimento da camion.

Il sistema di dosaggio anti-schiume per il fango in uscita dalla digestione anaerobica, comprende una pompa dosatrice, sensori per il rilevamento delle schiume e vaschetta di raccolta delle gocce, i reagenti invece non sono compresi nella fornitura.

Il sistema di scarico permette l'estrazione dei sedimenti dal fondo del reattore ed è costituito da una pompa a cavità progressiva, munita di raccordi. Inoltre, è prevista un'unità di lavaggio del reattore.

I sistemi elettrici di controllo e misura comprendono: una cabina di controllo, un sistema per la misura del pH all'interno del reattore, un sistema per la misura e il controllo del flusso, allarmi, controllo automatico del dosaggio e della ventilazione dei fanghi alimentati. Il cablaggio delle unità non è compreso nella fornitura.

I servizi di ingegneria inclusi nella fornitura comprendono la presenza di un ingegnere in sito per 5 giorni, la documentazione tecnica, la documentazione standard del sistema, incluso il diagramma di flusso del processo, i disegni dell'installazione in formato cartaceo in triplice copia, in tedesco o in inglese (copie aggiuntive o traduzioni in altre lingue sono disponibili a un costo aggiuntivo), l'analisi statica verificabile (non sono incluse la statica delle fondazioni e la revisione dei costi della statica).

Il costo totale della fornitura ammonta a € 650.000.

Di seguito vengono riassunti i dettagli della fornitura previsti nell'offerta tecnica.



Tabella 100: Fornitura AirPrex

COSTO	€	650.000
INCLUSO	Reattore AirPrex e le relative apparecchiature di processo; Sistema di dosaggio per il magnesio; Serbatoio di stoccaggio per i reagenti; Sistema anti-schiume; Sistema di scarico e lavaggio del reattore; Sistema di controllo elettrico e di misurazione; Ingegneria di processo e la documentazione necessaria.	
ESCLUSO	Linee di pompaggio dei fanghi e dell'aria compressa in entrata o in uscita dal sistema AirPrex; Forniture di elettricità, acqua e aria compressa al sito; Lavori a terra o in cemento; Fondazioni per l'installazione del sistema; Costi aggiuntivi se il pannello di controllo sia posizionato in una zona pericolosa; Ingresso e uscita del fango (l'interfaccia è costituita dalle flange del reattore); Cablaggio degli elementi aggiuntivi.	

Nell'offerta tecnica non vengono fornite informazioni sulle efficienze di rimozione e sulla produzione di struvite della tecnologia AirPrex applicata alle condizioni specifiche dell'impianto di trattamento di Salvatronda. Inoltre, non vengono specificate le stime sui consumi di reagenti e di energia necessari al processo.

### 3.5.3. Analisi comparativa delle tecnologie di recupero del fosforo

Le applicazioni proposte per l'installazione di un sistema per la rimozione ed il recupero del fosforo nella linea fanghi dell'impianto di Salvatronda sono state valutate confrontate.

Entrambe le tecnologie prevedono il trattamento del surnatante in uscita dalla disidratazione a valle della digestione anaerobica, escludendo gli altri due flussi proposti, rispettivamente del fermentatore e dell'essiccatore. L'offerta tecnica di Ostara è molto dettagliata, specifica i carichi in ingresso ed in uscita dal sistema di trattamento, i consumi di energia ed i costi per l'utilizzo dei reagenti. La proposta di AirPrex invece definisce solamente i parametri di dimensionamento del reattore, la portata complessiva da trattare e il costo dell'applicazione. Per quanto riguarda le efficienze di prestazione, il trattamento Ostara permette di rimuovere il 90 % del fosforo contenuto nel surnatante, mentre la tecnologia Airprex dichiara delle rese sulla rimozione degli ortofosfati del 95 %. Il costo dell'offerta Airprex è notevolmente inferiore, ma Ostara si offre di acquistare il prodotto finale del trattamento, garantendo al prodotto una destinazione finale ed un mercato sicuri.

### 3.6. Audit tecnologico degli impianti di trattamento odori

Per limitare le emissioni in atmosfera e migliorare le condizioni di comfort e salubrità dell'ambiente di lavoro, si vuole dotare l'impianto di Salvatronda di un sistema di trattamento delle emissioni gassose. Il sistema di trattamento odori previsto processa i flussi derivanti dai comparti più critici dell'impianto, per quanto riguarda l'emissione di sostanze odorigene. I flussi da aspirare dalla linea fanghi riguardano il sollevamento iniziale, la filtrazione e i sedimentatori primari, prevedendo per questi ultimi un possibile riutilizzo come vasche di equalizzazione. Dalla linea fanghi vengono aspirati i comparti di disidratazione, di ispessimento e del processo S.C.E.N.A..

Tabella 101: Dati di progetto per il trattamento odori

COMPARTO	VOLUME	RICAMBI/ORA	PORTATA
	m <sup>3</sup>	n/h	m <sup>3</sup> /h
Filtrazione primaria	2495	1	2495
Predisidratazione	500	5	2500
Disidratazione	1484	5	7419
Ispessitori	300	1	300
Sedimentatore primario	200	1	200
Coclee sollevamento iniziale	100	1	100
Impianto S.C.E.N.A.			3000

#### 3.6.1. Descrizione della tecnologia di biofiltrazione

Di seguito si espongono le principali tecnologie di biofiltrazione per il trattamento dei flussi gassosi. In particolare, si sono confrontate le caratteristiche dei biofiltri e quelle dei biotrickling, in termini di efficienze di prestazione ottenibili e dei parametri operativi che controllano i processi.

##### 3.6.1.1. Biofiltri

I biofiltri sono filtri a letto impaccato, la cui configurazione può essere aperta o chiusa. Nei biofiltri aperti il gas da trattare sale e attraversa il letto filtrante, mentre in quelli chiusi il gas viene insufflato lungo il materiale impaccante. La biofiltrazione è un processo di rimozione degli inquinanti odorigeni che sfrutta l'attività metabolica di microrganismi per l'ossidazione biologica dei composti inquinanti. La rimozione dei contaminanti gassosi avviene tramite due meccanismi che avvengono nel letto filtrante: l'assorbimento e la bioconversione. I gas odorigeni vengono assorbiti sulla superficie umida dello strato di biofilm e sulla superficie del materiale del letto impaccato, da dove i microrganismi ossidano i gas adesi. L'aria contaminata viene fatta passare nel biofiltro e attraversa una matrice

solida in cui si trova la biomassa che contiene i microrganismi che decompongono gli inquinanti per utilizzarli come fonte di nutrimento. La tecnologia di biofiltrazione consente la rimozione dei composti odorosi, come l'idrogeno solforato  $H_2S$ , l'ammoniaca  $NH_3$  o i composti organici volatili VOC. Rispetto alle tecniche di assorbimento e adsorbimento, che si limitano a trasferire gli inquinanti da una fase all'altra, l'utilizzo dei microrganismi permette l'eliminazione dei contaminanti, degradandoli in anidride carbonica e sostanze inorganiche. Inoltre, si ha un risparmio sul consumo del materiale di riempimento. Per quanto riguarda l'ossidazione termica o catalitica, i vantaggi principali del sistema biologico consistono nel ridotto consumo energetico e nell'assenza di composti inquinanti generati dal processo, come  $NO_x$  e composti organici parzialmente ossidati, come diossine o monossido di carbonio nel caso di combustione incompleta. Rispetto ai sistemi di lavaggio chimici, la tecnologia di biofiltrazione non richiede l'utilizzo di reagenti, permettendo così bassi costi operativi.

### 3.6.1.2. Biotrickling

I filtri biotrickling sono una particolare applicazione dei biofiltri, nella quale l'umidità del materiale impaccato è garantita in modo continuo o intermittente, spruzzando del liquido sull'impacco. Con questa metodologia è necessario fornire acqua e prevedere un flusso di scarico. Il materiale per l'impaccaggio può essere ad anelli, di roccia lavica o carbone attivo granulare. Al contrario dei biofiltri, in genere non si utilizza il compost, perché l'acqua vi si accumulerebbe, limitando i movimenti attraverso il letto.

Di seguito vengono sintetizzati i range tipici di letteratura dei principali parametri operativi della tecnologia di biofiltrazione, con riferimento al Metcalf & Eddy, 2014.

Tabella 102: Parametri operativi per la biofiltrazione

PARAMETRI OPERATIVI		BIOFILTRO	BIOTRICKLING
EBRT	s	10-120	2 -20
H max	m	1-1,5	3 - 4
Area	$m^2$	60-600	4 - 30
$O_2$	$O_2$ /gas ossidabile	100	100
Umidità filtro compost	%	50-65	50-65
Umidità riempimento sintetico	%	55-65	55-65
T	$^{\circ}C$	15-35	15-35
pH	-	6-8	6-8
P max	$mmH_2O$	50-100	50-100
Porosità	%	35-50	35-50
Tempo di residenza del gas	s	30-60	30-60

Profondità del mezzo	m	1-1,25	1-1,25
Concentrazione gas odorosi ingresso	g/m <sup>3</sup>	0,01-0,5	0,01-0,5
Carico superficiale	m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> h)	10-100	10-100
Carico volumetrico	m <sup>3</sup> /(m <sup>3</sup> h)	10-100	10-100
Tasso di carico liquido	m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> g)		0,75-1,25
CIS lavoro	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /h		1,5-3,5
Capacità rimozione H <sub>2</sub> S in filtro compost	mg/(m <sup>3</sup> h)	80-130	80-130
Capacità rimozione gas odorosi in filtro compost	mg/(m <sup>3</sup> h)	20-100	20-100

Di seguito vengono esposti i parametri di carico in ingresso dei diversi gas da rimuovere tipici di letteratura (rif. Metcalf & Eddy 2014), in relazione all'entità delle concentrazioni in ingresso e al tempo di residenza nel biofiltro.

Tabella 103: Valori di carico per la biofiltrazione

GAS	C in	CARICO MAX [g/m <sup>3</sup> /h]		CONCENTRAZIONE INGRESSO MAX [ppmv]		EBRT MINIMO [s]	
		BIOFILTRO	BIOTRICKLING	BIOFILTRO	BIOTRICKLING	BIOFILTRO	BIOTRICKLING
NH <sub>3</sub>	ALTO	6,5	75	65	1800	25	60
	BASSO	6,5	75	8	60	3	2
H <sub>2</sub> S	ALTO	18	25	90	4500	25	180
	BASSO	18	25	7	50	2	2
VOC	ALTO	8	62	40	54	70	12
	BASSO	8	62	14	18	25	4

### 3.6.2. Descrizione della tecnologia di abbattimento con plasma atmosferico catalitico

Il plasma è il quarto stadio della materia ed è costituito da una miscela di gas ionizzati composta da molecole e atomi neutri e particelle caricate, come ioni, elettroni e radicali liberi. La ionizzazione avviene quando un elettrone acquisisce sufficiente energia per superare le forze attrattive del nucleo dell'atomo. Se la temperatura degli ioni e degli atomi neutri nel plasma è sensibilmente minore di quella degli elettroni, si parla di plasma freddo o Non-Thermal Plasma.

L'azione del plasma freddo è efficace nell'eliminazione di odori perché interagisce con i composti responsabili degli odori stessi, decomponendoli in sottoprodotti elementari. Il flusso gassoso da trattare viene fatto fluire nel reattore dove viene irradiato dal fascio di elettroni veloci. L'impatto di questi elettroni veloci con le molecole odorigene genera elettroni, ioni e radicali, scomponendo e disgregando le catene molecolari che costituiscono le sostanze inquinanti.

L'applicazione della tecnologia di trattamento al plasma per il trattamento delle emissioni gassose negli impianti di depurazione delle acque reflue è stata analizzata in letteratura. È stato dimostrato che il trattamento al plasma può decomporre le sostanze organiche volatili VOCs e le molecole odorigene in modo efficace per basse concentrazioni, inferiori a 1 g Corg/Nm<sup>3</sup> o 100 ppm. L'efficienza del processo aumenta al diminuire delle concentrazioni in ingresso dei composti di zolfo. Durante il trattamento al plasma infatti si possono generare dei composti indesiderati, quali il disolfuro di carbonio CS<sub>2</sub> e ossidi di zolfo SO<sub>x</sub>, come sottoprodotti della conversione dell'acido solfidrico H<sub>2</sub>S. Per questo motivo negli impianti di depurazione delle acque reflue si consiglia di integrare il processo di abbattimento al plasma, combinandolo con un'altra tecnologia di rimozione, come ad esempio uno scrubber a monte.

### 3.6.3. Valutazione e analisi comparativa tecnico economica

Di seguito vengono analizzate le proposte ricevute per l'inserimento dell'unità di trattamento odori nello schema di processo dell'impianto di Salvatronda.

#### 3.6.3.1. Aeris

L'offerta dell'azienda Aeris prevede l'installazione di un biofiltro percolatore biotrickling per l'eliminazione dei composti organici volatili a basso peso molecolare, ammoniaca e acido solfidrico. Il sistema di trattamento comporta la chiusura e l'estrazione localizzata dell'aria dalle operazioni unitarie ritenute più critiche per quanto riguarda la produzione di odori, come mostrato in Figura 46: filtrazione primaria, predisidratazione, disidratazione, ispessimento, sedimentazione primaria, coclea di sollevamento, SCENA.

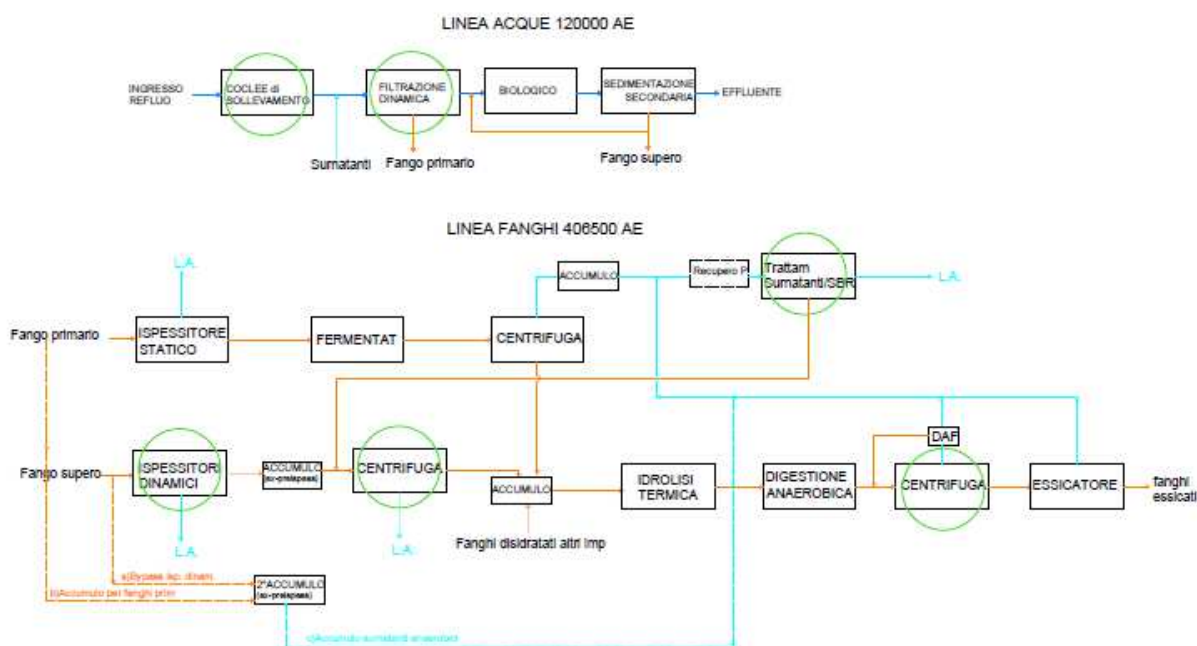


Figura 46: Punti di estrazione nell'impianto di Salvatronda

L'azienda Aeris propone di effettuare un'aspirazione mirata nelle diverse unità operative in cui è necessario il trattamento dell'aria, per ottenere un volume ridotto del flusso da trattare rispetto a quello inizialmente stabilito, garantendo così anche un'elevata concentrazione dei composti inquinanti per avere una maggiore stabilità del processo biologico. I volumi da trattare proposti per ogni unità di processo e i relativi tassi di ricambio d'aria considerati sono riportati in Tabella 104.

Tabella 104: Volumi da trattare

COMPARTO	V originale [m <sup>3</sup> ]	V proposto [m <sup>3</sup> ]	Tasso di ricambio [n/h]	Q [m <sup>3</sup> /h]
Filtrazione primaria	2495	35	12	420
Predisidratazione	500	15	12	180
Disidratazione	1484	20	12	240
Ispessitori	300	300	3	900
Sedimentatore primario	200	200	3	600
Coclee sollevamento iniziale	100	100	3	300
S.C.E.N.A.				3000
TOTALE				5640

La tecnologia AERIS-BTF sfrutta il metabolismo dei microrganismi contenuti nel biofiltro, che, utilizzando i contaminanti per la loro crescita, li rimuovono dal flusso da trattare, degradandoli in CO<sub>2</sub> e composti inorganici semplici. In Tabella 105 vengono riportati i dati di progetto del sistema di

trattamento odori. Le concentrazioni in uscita ottenibili sono state valutate considerando una variabilità dei dati in ingresso inferiore al 10%. Il sistema di trattamento odori è costituito dal reattore AERIS-BTF, fornito di materiale di riempimento plastico a bassa compattazione, da una pompa di ricircolo, dal sistema di condotte idriche e dalla strumentazione di monitoraggio e controllo.

Tabella 105: Parametri Aeris BTF

TRATTAMENTO ODORI AERIS-BTM			
DATI IN INGRESSO	Flusso d'aria	Nm <sup>3</sup> /h	5700
	[H2S] max	ppmv	< 200
	[NH3] media* <sup>1</sup>	ppmv	< 25
	[COVs] media	mg C/m <sup>3</sup>	< 20
	T aria	°C	15 - 35
DATI IN USCITA* <sup>2</sup>	[H2S]	ppmv	< 3
	[NH3]	ppmv	< 1
	[COVs]	mg C/m <sup>3</sup>	< 1
EFFICIENZE DI RIMOZIONE	Abbattimento H <sub>2</sub> S	%	98,5
	Abbattimento NH <sub>3</sub>	%	96
	Abbattimento COV	%	95
BIOREATTORE AERIS-BTF	Superficie totale occupata	m <sup>2</sup>	< 20
	Unità (serie / parallelo)	n	1
	Livelli letto per unità	n	2
	Linee di irrigazione per unità	n	1
	Linee di approvvigionamento idrico	n	2
	Linee di spurgo	n	1
	Perdita di carico in funzione per unità	mbar	< 12
	Materiale di riempimento		miscela di materiali plastici (PE / PP / PU) disordinata, bassa compattazione

\*<sup>1</sup>: concentrazione NH<sub>3</sub> di SCENA di circa 16 ppm, considerando che la maggior parte del volume aspirato viene da SCENA, il valore di 25 ppm è cautelativo;

\*<sup>2</sup>: se variabilità dei dati di progetto inferiore a ± 10%.

Il sistema di trattamento necessita l'utilizzo di acqua di trattamento dell'impianto e di energia elettrica. L'offerta fornisce una stima dei consumi, come mostrato in Tabella 106. Il sistema AERIS-BTF richiede anche una regolazione periodica del contenuto della biomassa accumulata nel materiale di riempimento. In genere è necessario uno stop di circa 1 giorno ogni 12 mesi per l'estrazione, la pulizia o il rinnovo del materiale di riempimento.

Tabella 106: Consumi di Aeris BTF

CONSUMI	VALORI	
NaOH 25%	l/d	0
acqua potabile	m <sup>3</sup> /d	0
acqua in uscita da WWTP	m <sup>3</sup> /d	< 2,5
Nutrienti	kg/y	0* <sup>3</sup>
Flusso di drenaggio	m <sup>3</sup> /d	< 2,5
Consumo elettrico	kWh/h	< 3

\* <sup>3</sup>: si ritiene che nella situazione attuale l'acqua in uscita dal trattamento secondario del WWTP abbia già i nutrienti necessari per il corretto funzionamento dell'apparecchiatura.

Infine, si sono esaminati i costi dell'offerta, analizzando nel dettaglio le voci incluse e quelle escluse dalla fornitura proposta.

Tabella 107: Costi dell'offerta Aeris BTF

PREZZO	€	67.800
COMPRESO NELL'OFFERTA		<ul style="list-style-type: none"> <li>• Progettazione ingegneristica</li> <li>• Attrezzatura AERIS-BTF</li> <li>• Installazione meccanica ed elettrica di tutti gli elementi</li> <li>• Prove idrauliche, inoculazione e avviamento dell'apparecchiatura</li> <li>• Controllo del funzionamento dell'apparecchiatura con supervisione a distanza del funzionamento del sistema per sei mesi.</li> <li>• Formazione degli operatori</li> </ul>
ESCLUSO DALL'OFFERTA		<ul style="list-style-type: none"> <li>• Trasporto di attrezzature alla destinazione finale</li> <li>• Preparazione del terreno e rimozione di elementi esistenti                             <ul style="list-style-type: none"> <li>• Opere civili</li> </ul> </li> <li>• Macchinari e attrezzature per il sollevamento o il trasporto di materiali negli impianti (gru, piattaforma elevatrice ...)</li> <li>• Servizi (acqua, elettricità, connessione di rete, drenaggio, ecc.)                             <ul style="list-style-type: none"> <li>• Integrazione del sistema di controllo per l'impianto SCADA</li> </ul> </li> <li>• Gli elementi e i compiti di copertura ed estrazione dell'aria non sono stati considerati nella proposta</li> </ul>

La tecnologia di Aeris è applicata in piena scala negli impianti di trattamento. In Tabella 108 vengono illustrate le installazioni ritenute più significative dall'azienda, che le ha riportate nell'offerta economica. Le referenze illustrate riguardano principalmente l'installazione di biofiltri percolatori, come proposto per l'impianto di Salvatronda.



Tabella 108: Referenze Aeris

IMPIANTO	PORTATA (m <sup>3</sup> /h)	CARATTERISTICHE	SOLUZIONE	EFFICIENZA DI RIMOZIONE (%)
WWTP OCSD (Los Angeles, EE.UU.)	16300	H <sub>2</sub> S (5-80 ppmv) NH <sub>3</sub> , COVs, R-SH	Conversione del lavaggio chimico in biofiltro percolatore	> 98 (H <sub>2</sub> S, NH <sub>3</sub> ); > 70 (COVs)
WWTP Sant Andreu de Llavaneres (Barcellona)	7500	H <sub>2</sub> S (> 200 ppmv) NH <sub>3</sub> , COVs, R-SH	Conversione di 2 lavaggi chimici in biofiltri percolatori; incorporazione biofiltro	> 98
Ecoparc de RSU (Portogallo)	2x1000	H <sub>2</sub> S (> 3000 ppmv)	Biofiltro percolatore	> 95
Vertedero RSM (Rubí)	100	H <sub>2</sub> S (> 3500 ppmv)	Biofiltro percolatore	> 98
Industria vitivinicola (Navarra)	250	H <sub>2</sub> S (> 4500 ppmv)	Biofiltro percolatore	> 97
Estación de Bombeo Pineda de Mar (Barcellona)	8000	H <sub>2</sub> S (> 50 ppmv) NH <sub>3</sub> , COVs, R-SH	Biofiltro percolatore	> 99 %
EDAR Santa Ponça (Mallorca)	3900	H <sub>2</sub> S (> 450 ppmv) NH <sub>3</sub> , COVs, R-SH	Conversione dei lavaggi chimici in biofiltri percolatori;	> 99 %
EDAR Riu Sec (Sabadell)	13000	H <sub>2</sub> S (> 80 ppmv) NH <sub>3</sub> , COVs, R-SH	Biofiltro percolatore + Biofiltro	> 99 %
EDAR Teià (Barcellona)	500	H <sub>2</sub> S (> 100 ppmv) NH <sub>3</sub> , COVs, R-SH	Biofiltro percolatore + Biofiltro	> 99 %
EDAR Cambrils (Tarragona)	4000	H <sub>2</sub> S (> 100 ppmv) NH <sub>3</sub> , COVs, R-SH	Biofiltro percolatore	> 99 %
Industria alimentare (Murcia)	170	H <sub>2</sub> S (> 10000 ppmv)	Biolavaggio	> 99,9%

### 3.6.3.2. Grinp Pair

La soluzione presentata da Grinp consiste in un abbattitore di odori per mezzo di plasma atmosferico catalitico. In particolare, l'azienda ha proposto la tecnologia Pair 1000 per l'applicazione all'impianto di Salvatronda.

Il sistema Pair utilizza un plasma atmosferico freddo per generare delle specie attive ossidanti, in grado di reagire con le molecole odorigene complesse presenti nell'aria e ridurle in sottoprodotti elementari. Il plasma viene generato all'interno del dispositivo per mezzo dell'applicazione di un campo elettrico ionizzante, che induce la produzione delle specie attive e al contempo favorisce la scomposizione delle catene a base di carbonio che compongono le sostanze inquinanti presenti nell'aria. L'elevata densità di energia generata nella zona ionizzata permette di eliminare gli odori e gli agenti inquinanti presenti nell'aria, senza l'utilizzo di reagenti chimici e con un ridotto consumo

di energia elettrica. Le particelle attive con effetto abbattente prodotte dal plasma possono essere generate internamente al flusso di processo, in una configurazione di filtrazione diretta, o in alternativa si può predisporre il sistema Pair non in linea con il flusso dell'aria di processo e aggiungere le specie attive ossidanti alle portate da trattare. È inoltre possibile regolare i parametri operativi modificando la portata di aria o la potenza del reattore anche durante il funzionamento dell'unità. La tecnologia Pair richiede un collegamento alla rete elettrica e il consumo di acqua per raffreddare le componenti elettroniche. Il sistema viene equipaggiato con il proprio quadro elettrico di comando, per ottenere una tecnologia di tipo plug and play.

Per il corretto funzionamento del reattore, potrebbe essere necessaria l'installazione a monte di un sistema di pre-filtrazione per polveri e spray.

I principali parametri del sistema Pair sono riassunti in Tabella 109.

Tabella 109: Parametri Grinp Pair

<b>ABBATTITORE A PLASMA CATALITICO</b>		
Tipologia reattore	-	modulare
T esercizio	°C	10 - 300
Abbattimento	%	> 98
Lunghezza	m	1
Larghezza	m	1
Impronta di ingombro	m <sup>2</sup>	1
Altezza	m	1,7
Volume	m <sup>3</sup>	1,7
Peso	kg	300
Portata specifica modulo	m <sup>3</sup> /h	800 - 3000
Tempo di contatto	s	< 1
Acqua per raffreddamento	l/min	20
Potenza installata	kW	10
Alimentazione	V	380 - 400
Sistemi di controllo		misuratore di temperatura nel reattore contatori di funzionamento
Sistemi di controllo opzionali		controllo da remoto misuratore portata minima sensori per il monitoraggio delle emissioni
Manutenzione		pulizia piastre

Per l'applicazione della tecnologia Pair all'impianto di Salvatronda, l'azienda propone di suddividere i flussi d'aria da trattare in due linee di aspirazione separate, considerando la seguente configurazione:

- Linea A: pretrattamenti, filtrazione primaria, sedimentazione primaria, trattamento biologico surnatanti, per una portata totale di 7.000 Nm<sup>3</sup>/h;
- Linea B: ispessimento, predisidratazione, disidratazione meccanica dei fanghi, con una portata complessiva di 11.000 Nm<sup>3</sup>/h.

In base ai dati forniti, entrambe le linee risultano sovradimensionate rispetto ai flussi da trattare. In particolare, per la linea A devono essere trattati 5.795 m<sup>3</sup>/h, mentre i flussi relativi alla linea B sono di 10.220 m<sup>3</sup>/h.

L'applicazione del sistema Pair all'impianto di Salvatronda è stata progettata considerando per ogni linea un carico massimo in ingresso di 2000 unità odorimetriche per m<sup>3</sup> di aria da trattare. Il livello massimo in uscita da non superare è stato posto pari a 200 u.o./m<sup>3</sup>. Le prestazioni dichiarate per l'applicazione della tecnologia Pair all'impianto di Salvatronda, espresse come percentuale di abbattimento degli odori, superano il 90 %. I consumi di energia necessari per garantire tali prestazioni richiedono una potenza elettrica continuativa di almeno 5 kW per ogni linea di trattamento. Nella Tabella seguente vengono riassunti i principali parametri per l'applicazione del sistema di trattamento odori all'impianto di Salvatronda.

Tabella 110: Parametri di progetto Pair

PARAMETRI DI PROGETTO		VALORI
Abbattimento odori	%	> 90
Carico massimo in ingresso per ogni linea	u.o./m <sup>3</sup>	2000
Soglia odorigena da garantire	u.o./m <sup>3</sup>	200
Potenza elettrica per ogni linea*	kW	> 5
Consumi energia elettrica**	kWh/d	240
Consumi acqua industriale**	m <sup>3</sup> /d	28,8

\*: non chiaro se necessari 5 o 10 kW;

\*\* : Ipotizzando lavoro in continuo e una potenza assorbita di 5 kW.

Grip dichiara un'efficienza di abbattimento superiore al 90 % per il trattamento degli odori, ma non specifica le concentrazioni dei diversi contaminanti considerate in ingresso per il dimensionamento delle unità di trattamento, né quelle attese in uscita. Nella presentazione inviata da Grip, inoltre, non è presente la voce economica. La proposta rappresenta pertanto uno studio di fattibilità sulla possibilità di applicare la tecnologia Pair all'impianto di Salvatronda e non un'offerta tecnico-economica di dettaglio.

Le installazioni della tecnologia Grip attualmente in esecuzione riguardano principalmente sistemi di trattamento al plasma per l'industria tessile. Per quanto riguarda l'applicazione della tecnologia

per il trattamento dell'aria è stato installato un sistema di abbattimento odori con un dispositivo mobile di tipo Plasma Converter nell'impianto di essiccazione ad energia solare Solar Tiger presso Rothmaier GmbH&CoKG Gurten, in Austria.

#### 3.6.4. Analisi comparativa delle tecnologie di trattamento degli odori

Le offerte ricevute propongono differenti tecnologie e soluzioni impiantistiche per il trattamento degli odori. Mentre l'azienda Aeris suggerisce l'impiego di un biofiltro per il trattamento di tutti i flussi aspirati, la soluzione di Grinp prevede di suddividere le portate d'aria da trattare in due linee e propone la tecnologia di trattamento al plasma freddo per eliminare gli odori. Anche i volumi da aspirare considerati dalle due aziende per il progetto e il dimensionamento delle unità di trattamento odori sono molto diversi. Aeris infatti suggerisce di ridurre i volumi da aspirare per concentrare il flusso d'aria da trattare. Tuttavia, non è chiaro in che modo siano stati stimati i nuovi valori consigliati, utilizzati come parametri di progetto per il dimensionamento dell'impianto di biofiltrazione. D'altra parte, invece, le due linee proposte da Grinp risultano leggermente sovradimensionate, rispetto ai dati forniti. Le efficienze di rimozione sono in entrambi i casi superiori al 90 %, ma, mentre Aeris fornisce maggiori dettagli sui carichi dei principali contaminanti attesi in ingresso e in uscita dall'impianto, Grinp si basa esclusivamente sulla misura dell'abbattimento delle unità odorigene, senza specificare le concentrazioni degli inquinanti che ne rappresentano la causa. I consumi di energia elettrica e di acqua dichiarati da Aeris sono notevolmente inferiori, ma in realtà i dati non sono confrontabili perché sono riferiti a volumi da trattare diversi rispetto a quelli considerati da Grinp per il progetto dell'unità. Non è possibile effettuare un confronto economico, poiché Grinp non ha fornito i dettagli dell'offerta. In Tabella 111 sono presenti i principali parametri di confronto considerati.

Tabella 111: Confronto delle offerte per la rimozione del fosforo

PARAMETRI		AERIS	GRINP
Q trattate	m <sup>3</sup> /h	5700	18000
Efficienza rimozione	%	> 95	> 90
Consumi elettrici	kWh/d	72	240
Consumo di acqua	m <sup>3</sup> /d	2,5	28,8
Costo offerta	€	67800	-

### 3.7. Scenari di trattamento in linea fanghi a massima o incompleta potenzialità

Si vogliono valutare i potenziali scenari di sviluppo per l'ottimizzazione dell'impianto di trattamento di Salvatronda. Attualmente la linea fanghi è progettata per una capacità di 406.500 AE. Tale potenzialità tiene in considerazione i fanghi primari e biologici a valle dall'ampliamento della linea acque a 120.000 AE e i fanghi esterni disidratati provenienti da altri impianti pari a circa 10.000 tonnellate/anno. Le unità di idrolisi termica e di essiccamento previste nella configurazione di progetto della linea fanghi sono dimensionate con una capacità massima superiore a quella di esercizio prevista. Pertanto, si sono delineati degli scenari per valutare la possibilità di aumentare la quantità di fanghi da conferire all'impianto.

La potenzialità massima dell'operazione unitaria di idrolisi termica è pari a 20 tTS/d, mentre la capacità massima di trattamento dell'unità di essiccamento è di 16.000 tonnellate/anno. A partire da questi parametri si è calcolata la capacità residua della linea fanghi, riportata in Tabella 112.

Tabella 112: Potenzialità massima, di progetto e residua delle sezioni di Termoidrolisi e di Essiccamento

POTENZIALITÀ ESPRESSA COME FANGHI IN INGRESSO ALLE SINGOLE UNITÀ IN PROGETTO		POTENZIALITÀ MASSIMA	POTENZIALITÀ ATTUALE DI PROGETTO	POTENZIALITÀ RESIDUA
IDROLISI TERMICA	tTS/giorno	19,8	17,6	2,2
ESSICCATORE	tonnellate/anno	16.000	10.880	5.120

Supponendo di conferire nella nuova linea fanghi dell'impianto di Salvatronda ulteriori fanghi esterni, si delineano due possibili scenari:

-*SCENARIO A*: alimentare 11 t/d di fanghi extra a monte della termoidrolisi e 11,7 t/d a monte dell'essiccatore, in modo da trattare fanghi extra per una quantità totale di circa 8286 tonnellate/anno;

-*SCENARIO B*: non alimentare fanghi extra alla termoidrolisi ed inviare direttamente 14 t/d a monte dell'essiccatore, in modo da trattare fanghi extra, in quantità pari a 5110 tonnellate/anno.

Tabella 113: Quantità fanghi extra trattabili dalla linea fanghi

FANGHI EXTRA	SCENARIO A	SCENARIO B
Configurazione	Fanghi extra in parte a THP e in parte a essiccatore	Fanghi extra a essiccatore
TS % fanghi extra	20	20
tonnellate/d a THP extra	11	0
tonnellate/d a essiccatore extra	11,7	14
HRT digestori d	19,05	20,46
Biogas Nm <sup>3</sup> /d	5.823	5.176
Deficit MWth/y	-5.181	-5.362
kgNNH <sub>4</sub> /d	480	370
Incremento rispetto Stato Progetto kgNNH <sub>4</sub> /d	110	0
tonnellate max trattabili di extra/d	22,70	14
tonnellate max trattabili di extra/y	8286	5110

La Tabella 114 riassume quindi, in termini di AE, la potenzialità massima raggiungibile in linea fanghi nei diversi scenari:

- SCENARIO A: 513.300 AE;
- SCENARIO B: 472.368 AE.

Tabella 114: Potenzialità massima raggiungibile dalla linea fanghi nei diversi scenari

POTENZIALITÀ ATTUALE DI PROGETTO [AE]	SCENARI	POTENZIALITÀ MASSIMA [AE]	POTENZIALITÀ RESIDUA [AE]
406.500	A Potenzialità con Fanghi Salvatronda (120.000AE) + fanghi esterni (286.500AE) + fanghi Extra di sviluppo in parte a THP e in parte a essiccatore	513.300	106.800
	B Potenzialità con Fanghi Salvatronda (120000AE) + fanghi esterni (286.500AE) + fanghi Extra di sviluppo a essiccatore	472.368	65.868

Si evidenzia che lo scenario A, che prevede di far lavorare sia l'unità di idrolisi termica che quella di essiccamento con la loro capacità massima, è quello che permette di far lavorare la linea fanghi con la maggiore potenzialità di progetto, sfruttando le massime capacità di trattamento delle operazioni principali.

## 4. Bilancio di energia per l'intero impianto di trattamento di Salvatronda

Una volta esaminate le offerte per l'upgrading dell'impianto di Salvatronda, è stato condotto un bilancio energetico per valutare i consumi, le produzioni ed i recuperi nelle diverse fasi dello schema di processo. L'audit energetico è uno strumento utile per la gestione degli impianti, perché consente la quantificazione dei costi di processo, l'individuazione delle unità maggiormente energivore e il confronto dei consumi con dei parametri indicatori (benchmark), per valutare le efficienze energetiche e pianificare eventuali programmi di intervento mirati alle unità meno prestazionali. In prima analisi è stato compilato un elenco dei consumi elettrici e termici delle varie operazioni unitarie di ogni linea di trattamento, specificando in modo dettagliato le potenze installate e assorbite da ogni componente meccanica, le ore di funzionamento giornaliere e i relativi consumi energetici. Sono stati prospettati differenti scenari, in base alle condizioni ambientali e alle diverse configurazioni di processo previste. Dopo di che si è valutato il fabbisogno termico delle unità in linea fanghi il cui processo richiede calore e si sono stimati i possibili recuperi di energia termica, attuabili per mezzo di scambiatori di calore, in modo tale da compensare i consumi termici di alcune unità. Infine, si è valutata l'ipotesi di produrre energia elettrica per mezzo di un impianto di cogenerazione, applicata all'impianto secondo due diverse configurazioni di progetto, per valutare la scelta energeticamente ed economicamente più vantaggiosa.

### 4.1. Consumi di energia elettrica dell'intero impianto integrato

Di seguito si riporta la Tabella 115 relativa ai consumi elettrici calcolati per la linea acque dell'impianto di trattamento delle acque reflue urbane di Salvatronda. Per ogni comparto sono state individuate le unità elettromeccaniche, sono state valutate le potenze assorbite da ogni elemento e si sono stimate le ore di funzionamento giornaliere previste, da cui è stato possibile calcolare i consumi elettrici giornalieri.

Tabella 115: Consumi elettrici della linea acque

LINEA ACQUE	UNITÀ INST ALL.	POTENZA UNITARIA INSTALL.	POTENZA TOT. INSTALL.	POTENZA UNITARIA ASS.	POTENZA TOT. ASS.	ORE FUNZ. GIORNO	CONSUMO ENERGIA ELETTRICA AL GIORNO	NOTE
<b>COMPARTO</b>	N.	kW	kW	kW	kW	h/d	kWh/d	
<b>SOLLEVAMENTO INIZIALE</b>								
<b>Misura di livello radar</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Centralina Ph e Rx</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	

Pompe a vite di archimede (attive)	1	45	45	45	45	8	360	
Pompe a vite di archimede (attive)	1	45	45	45	45	8	360	
Pompe a vite di archimede (attive)	1	45	45	45	45	8	360	
Pompa vite di archimede (riserva)	1	45	45	0	0	0		
<b>GRIGLIATURA</b>								
Griglia a nastro	1	2	2	2	2	4	8	
Griglia a nastro	1	2	2	2	2	4	8	
Coclea trasporto grigliato	1	2	2	2	2	4	8	
Compattatore materiale grigliato	1	4	4	3,7	3,7	4	14,8	
<b>DISSABBIATURA-DISOLEATURA</b>								
Ponte va e vieni	1	1,2	1,2	1	1	24	24	
Ponte va e vieni	1	1,2	1,2	1	1	24	24	
Soffiante a canale laterale	1	9	9	8	8	24	192	
Soffiante a canale laterale	1	9	9	8	8	24	192	
Ventola cabina soffiante	1	0,18	0,2	0,2	0,2	24	4,3	
Ventola cabina soffiante	1	0,18	0,2	0,2	0,2	24	4,3	
Pompa estrazione sabbie	1	2	2	2	2	1,5	3	
Pompa estrazione sabbie	1	2	2	2	2	1,5	3	
Classificatore con lavaggio sabbie	1	4,75	4,8	4	4	3	12	
Pompe allontanamento grassi	1	1	1	1	1	1	1	
Pompe allontanamento grassi	1	1	1	1	1	1	1	
Stramazzo motorizzato	1	0,25	0,3	0,3	0,3	0	0	
Paratoia motorizzata	1	0,25	0,3	0,3	0,3	0	0	
<b>SEDIMENTATORE PRIMARIO 26m</b>								
Misuratore di portata	1	0,2	0,2	0,2	0,2	0	0	
Ponte raschiatore	1	0,6	0,6	0,6	0,6	0	0	
Pompa fanghi primari	1	3,1	3,1	3	3	0	0	
Pompa fanghi primari (riserva)	1	3,1	3,1	0	0	0		
<b>FILTRAZIONE PRIMARIA</b>								
Misuratore di portata	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
Valvole a ghigliottina	10	0,2	2	0,2	2	6	12	
Fitri primari a tela	10	2	20	2	20	6	120	*nella nuova offerta Sobye le unità sono 11 e non sono fornite info sulla pompa di lavaggio
Coclea trasporto fanghi primari	2	1	2	1	2	9	18	
Pompa mohno fanghi primari	2	2	4	2	4	9	36	
Misura concentrazione SST	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	



<b>Boiler acqua calda</b>	1	1,5	1,5	1,2	1,2	24	28,8	
<b>Portoni sezionali</b>	4	0,25	1	0,2	0,8	0,3	0,2	
<b>RIPART. AL TRATTAM. BIOLOGICO</b>								
<b>Analizzatore ortofosfati</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Sistema di preparazione del campione</b>	1	0,25	0,3	0,3	0,3	24	6	
<b>STOCC. DOSAGGIO ACIDO ACETICO</b>								
<b>Pompe dosatrici</b>	2	0,25	0,5	0,2	0,4	24	9,6	
<b>Misuratore di portata</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Sonda di temperatura</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Misura di livello serbatoio</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>STOCC. DOSAGGIO FLOCCULANTE</b>								
<b>Pompe dosatrici</b>	3	0,25	0,8	0,2	0,6	24	14,4	
<b>Misuratore di portata</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Sonda livello serbatoi</b>	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
<b>PESA AUTOCARRI</b>	1	0,5	0,5	0,5	0,5	2	1	
<b>NUOVE LINEE TRATT. BIOLOGICO</b>								
<b>Mixer sommergibile</b>	2	2	4	2	4	24	96	
<b>Mixer sommergibile</b>	8	4	32	4	32	12	384	
<b>Valvole romboidali</b>	10	0,1	1	0,1	1	4	4	
<b>Centralina a 4 canali</b>	7	0,2	1,4	0,2	1,4	24	33,6	
<b>Analizzatore nitriti</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Sistema di preparazione del campione</b>	1	0,25	0,3	0,3	0,3	24	6	
<b>Pompe ricircolo nitrati</b>	4	5,5	22	5	20	0	0	
<b>Pompe ricircolo fanghi</b>	1	7,5	7,5	8,5	8,5	16	136	
<b>Pompe ricircolo fanghi</b>	1	7,5	7,5	8,5	8,5	16	136	
<b>Pompe ricircolo fanghi (riserva)</b>	2	7,5	15	0	0	0		
<b>Misuratori di portata fanghi di ricircolo</b>	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
<b>Misuratori di portata ricircolo nitrati</b>	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
<b>Livello radar</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>STAZIONE SOFFIANTI NUOVE LINEE</b>								
<b>Turbocompressori</b>	1	130	130	100	100	12	1.200	
<b>Turbocompressori</b>	1	130	130	100	100	12	1.200	
<b>Soffianti ibride</b>	1	45	45	42	42	0	0	
<b>Soffianti ibride</b>	1	45	45	42	42	0	0	
<b>Soffiante a lobi (riserva)</b>	1	110	110	0	0	0		
<b>Sonda di pressione</b>	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
<b>Quadro gestione AI</b>	1	1	1	1	1	24	24	
<b>SEDIMENTATORI SECONDARI NUOVI</b>								
<b>Ponte raschiatore</b>	3	0,55	1,7	0,5	1,5	24	36	

<b>Ponte raschiatore diam. 25 m</b>	1	0,55	0,55	1,5	1,5	24	36	
<b>SOLLEVAMENTO SCHIUME</b>								
<b>Pompa sommergibile</b>	1	2	2	2	2	4	8	
<b>Pompa sommergibile (riserva)</b>	1	2	2	0	0	0		
<b>Livello radar</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Misuratore portata</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>SOLL. FANGHI RICIRCOLO E SUPERO</b>								
<b>Pompa sommergibile</b>	1	7,5	7,5	8,5	8,5	20	170	
<b>Pompa sommergibile</b>	1	7,5	7,5	8,5	8,5	20	170	
<b>Pompa sommergibile (riserva)</b>	1	7,5	7,5	0	0	0		
<b>Pompa sommergibile</b>	1	5,9	5,9	6,3	6,3	2,7	17	
<b>Pompa sommergibile</b>	1	5,9	5,9	6,3	6,3	0	0	
<b>Pompa sommergibile (riserva)</b>	1	5,9	5,9	0	0	0		
<b>Livello radar</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Misuratore portata</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>REATTORE ANAEROBICO ESISTENTE</b>								
<b>Mixer esistenti</b>	2	5,5	11	5,5	11	24	264	
<b>DENITRIFICAZIONE ESISTENTE</b>								
<b>Mixer esistenti</b>	4	5,5	22	5,5	22	12	264	
<b>SEDIMENTAZIONE SECONDARIA VECCHIA</b>								
<b>Ponte raschiatore (esistenti)</b>	4	0,55	2,2	0,5	2	24	48	
<b>RICIRCOLO NITRATI ESISTENTE</b>								
<b>Pompa a vite di archimede</b>	1	37	37	37	37	0	0	
<b>Misuratore portata induz. Elettromagn</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	0	0	
<b>Misuratore portata induz. Elettromagn</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	0	0	
<b>SOLL. FANGHI RICIRCOLO E SUPERO VECCHIO</b>								
<b>Pompa sommergibile ricircolo vecchio</b>	1	7,5	7,5	8,5	8,5	10	85	
<b>Pompa somm. ricircolo vecchio (riserva)</b>	1	7,5	7,5	0	0	0		
<b>Misura portata ricircolo esistente</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>FILTRAZIONE-UV</b>								
<b>Pompa sommergibile a elica</b>	1	16	16	16	16	0	0	
<b>Pompa sommergibile a elica</b>	1	16	16	16	16	0	0	
<b>Pompa sommergibile a elica (riserva)</b>	1	16	16	0	0	0		
<b>Filtri a tela</b>	3	5	15	4	12	0	0	
<b>Filtri a tela</b>	3	5	15	4	12	0	0	
<b>Impianto UV</b>	1	16	16	16	16	24	384	
<b>Impianto UV</b>	1	16	16	16	16	24	384	

Paratoia motorizzata	1	0,25	0,3	0,3	0,3	0	0	
Paratoia motorizzata	1	0,25	0,3	0,3	0,3	0	0	
<b>STRUMENTAZIONE ANALISI SCARICO</b>								
Centralina a 1 canale	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
Analizzatore nitriti	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
Analizzatore nitrati	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
Analizzatore ortofosfati	1	0,25	0,3	0,3	0,3	24	6	
Sistema preparazione campione	1	0,25	0,3	0,3	0,3	24	6	
<b>GRUPPO DI PRESSURIZZAZIONE</b>								
Gruppo pressurizzazione	1	18	18	16,5	16,5	20	330	
Misura di pressione	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
<b>VASCA ACQUE DI SECONDA PIOGGIA</b>								
Pompa sommergibile	1	1,3	1,3	1,5	1,5	0	0	
Pompa sommergibile (riserva)	1	1,3	1,3	0	0	0		
<b>ILLUMINAZIONE E FM</b>								
Illuminazione	1	6	6	5	5	2	10	
FM	1	5	5	5	5	2	10	
<b>DENITRIFICAZIONE ESISTENTE</b>								
Valvole a sezione romboidale	4	0,1	0,4	0,1	0,4	6	2,4	
Centraline strumenti a 4 canali	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
<b>OSSIDAZIONI ESISTENTI</b>								
Valvole a sezione romboidale	8	0,1	0,8	0,1	0,8	2	1,6	
Centraline strumenti a 4 canali	4	0,2	0,8	0,2	0,8	24	19,2	
Mixer sommergibile	6	4	24	4	24	0	0	
Sistema preparazione campione	1	0,25	0,3	0,3	0,3	24	6	
<b>STAZIONE SOFFIANTI ESISTENTE</b>								
Turbocompressori	1	180	180	125	125	12	1.500	
Turbocompressori	1	180	180	125	125	12	1.500	
Turbocompressori esistenti	1	90	90	85	85	2,5	212,5	
Turbocompressore esistente (riserva)	1	90	90	0	0	0		
Sonda di pressione	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
Quadro gestione AI	1	1	1	1	1	24	24	
<b>VASCA ACQUE PRIMA PIOGGIA</b>								
Pompa sommergibile	1	1,7	1,7	2	2	0	0	
Pompa sommergibile (riserva)	1	1,7	1,7	0	0	0		
Misuratore di portata	1	0,2	0,2	0,2	0,2	0	0	
<b>AUTORIMESSA</b>								
Portoni sezionali	4	0,25	1	0,3	1	0,5	0,5	

**CONSUMO ENERGIA  
ELETTRICA LINEA ACQUE**

1.174,3

10.697,7

Si evidenzia che per quanto riguarda il comparto di filtrazione primaria, l'azienda Sobyte ha inviato un aggiornamento della sua offerta, che prevede un numero totale di macchine da installare pari a 12, di cui 11 operative. I consumi totali di energia elettrica giornalieri previsti per l'unità sono di 81,84 kWh/d, al netto di quelli necessari per la pompa di lavaggio, che non sono stati specificati dall'azienda. Pertanto, si è deciso di mantenere nel bilancio, a favore di sicurezza, la stima iniziale dei consumi dell'unità di 120 kWh/d.

Di seguito si riportano i dati sulle potenze e sui consumi relativi alle operazioni unitarie della linea fanghi.

Tabella 116: Consumi elettrici della linea fanghi

LINEA FANGHI	UNITÀ INST ALL.	POTENZA UNITARIA INSTALL.	POTENZA TOT. INSTALL.	POTENZA UNITARIA ASS.	POTENZA TOT. ASS.	ORE FUNZ. GIORNO	CONSUMO ENERGIA ELETTRICA AL GIORNO	NOTE
<b>COMPARTO</b>	N.	kW	kW	kW	kW	h/d	kWh/d	
<b>PRE-ISPESSITORE FANGHI PRIMARI</b>								
Ponte raschiatore a picchetti	1	0,37	0,37	0,35	0,35	24	8,4	
Misuratore portata DN 150	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
<b>PRE-ISPESSITORE FANGHI BIOLOGICI</b>								
Ponte raschiatore a picchetti	2	0,37	0,74	0,35	0,7	24	16,8	
Misuratore portata DN 200	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>FERMENTATORE FANGHI PRIMARI</b>								
Sistema miscelazione fermentatore	1	18,5	18,5	16	16	8	128	
Misura pressione (livello)	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
Misura di portata DN150	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>SOLLEVAM. FANGHI AL FERMENTATORE</b>								
Maceratore fanghi	1	3	3	2,5	2,5	3	7,5	
Pompa mohno	1	7,5	7,5	7	7	3	21	
Pompa mohno (riserva)	1	7,5	7,5	0	0	0		
Misura SST	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>CENTRALE TERMICA FERMENTATORE</b>								
Pompa ricircolo fanghi a scambiatore	1	1,5	1,5	1,3	1,3	16	20,8	

Pompa ric. fanghi a scambiatore (riserva)	1	1,5	1,5	0	0	0		
Misura di temperatura fanghi scambiatore	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
Pompa ricircolo acqua a scambiatore	1	0,75	0,75	0,7	0,7	16	11,2	
Pompa ricircolo acqua a scamb. (Riserva)	1	0,75	0,75	0	0	0		
Caldaia	1	0,25	0,25	0,25	0,25	16	4	
Misura SST	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
Termometri	4	0,1	0,4	0,1	0,4	24	9,6	
<b>PRE-DISIDRATAZ. FANGHI</b>								
Pompa mohno fanghi	2	7,5	15	5,4	10,8	5,6	60,5	
Pompa mohno fanghi (riserva)	2	7,5	15	0	0	0		
Pompa mohno polielettrolita	2	1	2	1	2	5,6	11,2	
Pompa mohno polielettrolita (riserva)	2	1	2	0	0	0		
Centralina polelettrolita	1	1,9	1,9	1,9	1,9	4	7,6	
Misuratore di portata fanghi	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
Misuratore di portata poli	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
Decanter	2	48	96	45	90	5,6	504	
Coclee fanghi	2	3	6	2,6	5,2	5,6	29,1	
Pompe fanghi disidratati	2	15	30	13,5	27	5,6	151,2	
Compressore aria	1	2	2	2	2	1	2	
Pompe iniezione poli	2	0,37	0,74	0,35	0,7	1	0,7	
Pompa iniezione poli (riserva)	1	0,37	0,37	0	0	0		
Misura SST	3	0,2	0,6	0,2	0,6	24	14,4	
Pompa allontanam. Surnatanti	1	1,3	1,3	1,5	1,5	5,6	8,4	
Pompa allontanam. Surnatanti (riserva)	1	1,3	1,3	0	0	0		
Elettrovalvole iniezione aria	2	0		0	0,5	0		
Livello radar	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>DEODORIZZAZIONE ARIA</b>								
Ventilatori	2	18,5	37	16	32	16	512	
<b>Impianto al plasma</b>	2	10	20	10	20	16	320	*non chiaro nell'offerta se necessari 5 o 10 kW, non specificate le ore/giorno di lavoro
<b>Biofiltro Aeris (non considerato nel bilancio)</b>	1	3	3	3	3	24	72	*ore di funzionamento ipotizzate

<b>TRAMOGGIA FANGHI DISIDRATATI</b>								
Tramoggia fanghi disidratati	1	22,5	22,5	22	22	6	132	
Pompe allontanamento fanghi	1	44,5	44,5	40,05	40,05	6	240,3	
Pompe allontanamento fanghi (riserva)	1	44,5	44,5	0	0	0		
Compressore aria svuotamento	1	2	2	2	2	2	4	
Elettrovalvole iniezione aria	2		0		0	0,5		
Pompa svuotamento tramoggia pioggia	1	1,1	1,1	1,1	1,1	0		
Misura SST	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
<b>SILO ACCUMULO FANGHI</b>								
Silo di accumulo fanghi	1	26	26	24	24	20	480	
Misuratori di portata fanghi pre disidratati	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
Misuratori portata fanghi da tramoggia	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
Pompa mohno estrazione fanghi	1	31,2	31,2	28,08	28,08	14,4	404,4	
Pompa mohno estrazione fanghi (Riserva)	1	31,2	31,2	0	0	0		
Misuratore portata a THP	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
Misura concentrazione SST	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>THP</b>	<b>1</b>	<b>25</b>	<b>25</b>	<b>25</b>	<b>25</b>	<b>24</b>	<b>600</b>	* Per Cambi la potenza elettrica è 15 kW, per Veolia 29,5 kW
<b>CENTRALE GENERAZ. VAPORE THP</b>	<b>1</b>	<b>27</b>	<b>27</b>	<b>27</b>	<b>27</b>	<b>24</b>	<b>648</b>	* no dati dalle offerte
<b>CENTRALE TERMICA DIGESTORI</b>								
Pompe ad asse orizzontale	2	4	8	2,6	5,2	24	124,8	
Pompe ad asse orizzontale (riserva)	2	4	8	0	0	0		
Termometri	8	0,1	0,8	0,1	0,8	24	19,2	
Misuratori portata acqua	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
<b>DIGESTORI ANAEROBICI</b>								
Sistema miscelazione digestori	4	18,5	74	16	64	8	512	
Misura pressione (livello)	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
Misura di portata DN200	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
Misura portata biogas	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	

<b>DISIDRATAZIONE MECCANICA FANGHI</b>								
Pompe mohno alimentazione decanters	2	7,5	15	5,4	10,8	7	75,6	
Pompe mohno alim. Decanters (riserva)	2	7,5	15	0	0	0		
Pompe mohno polielettrolita	2	1	2	0,8	1,6	7	11,2	
Pompa mohno polelettrolita (riserva)	1	1	1	0	0	0		
Decanter esistente	1	70	70	56	56	7	392	
Decanter nuovo	1	70	70	56	56	7	392	
Coclea estrazione fanghi decanters	2	2	4	2	4	7	28	
Coclea fanghi disidratati	1	5,5	5,5	5	5	7	35	
Centralina polelettrolita	1	1,9	1,9	1,5	1,5	5	7,5	
Misura portata fanghi	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
Misura portata polielettrolita	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
Pompa Putzmeister	1	50,5	50,5	48	48	7	336	
Misura portata fanghi disidarati	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
Misura Conc. TSS	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>ESSICCATORE FANGHI</b>								
Portoni sezionali	6	0,25	1,5	0,3	1,5	0,5	0,8	
<b>Potenza totale richiesta</b>	<b>1</b>	<b>220</b>	<b>220</b>	<b>220</b>	<b>220</b>	<b>22</b>	<b>4.840,00</b>	* La potenza elettrica installata per Huber è 147 kW, per Klein è 75-188 kW. L'energia elettrica consumata da Huber è 107 kWh/h.
<b>GASOMETRI</b>								
Soffianti gasometri	2	2	4	2	4	4	16	
Soffianti gasometri (riserva)	2	2	4	0	0	0		
<b>DESOLFORATORE BIOGAS E TORCIA</b>								
Desolforatore biogas	1	6	6	6	6	24	144	
Torcia del biogas	1	0,25	0,25	0,25	0,25	0	0	
<b>GRUPPO ANTINCENDIO</b>								
Gruppo antincendio	1	38,5	38,5	38,5	38,5	0	0	
<b>TRATTAMENTO SBR - SCENA</b>								
<b>Flottatore</b>								
Pompa sommersibile alime. DAF	1	1,3	1,3	1,9	1,9	8	15,2	
Pompa sommersibile alime. DAF (riserva)	1	1,3	1,3	0	0	0		

<b>Flottatore DAF</b>	<b>1</b>	<b>0,8</b>	<b>0,8</b>	<b>0,8</b>	<b>0,8</b>	<b>8</b>	<b>6,4</b>	<b>*Potenze installate struttura mobile = 0,25 kW e raccoglitore = 0,25 kW; potenza inverter = 0,4 kW</b>
<b>Pompa pressurizzazione</b>	1	9	9	7,8	7,8	8	62,4	
<b>Compressore</b>	1	2	2	2	2	8	16	
<b>Pompa somm. Flottato</b>	1	1,3	1,3	1,9	1,9	2	3,8	
<b>Pompa somm. Flottato (riserva)</b>	1	1,3	1,3	0	0	0		
<b>Livello radar</b>	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
<b>Misura di portata flottato</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Pompa dosatrice flocculante (riserva)</b>	1	0,25	0,25	0	0	0		
<b>Pompa dosatrice flocculante</b>	1	0,25	0,25	0,2	0,2	8	1,6	
<b>Misura livello radar serbatoio</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Misura portata</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Vasca equalizzazione surnatanti</b>								
<b>Pompa alimentazione SBR</b>	1	4,7	4,7	4,3	4,3	1,5	6,5	
<b>Pompa alimentazione SBR (riserva)</b>	1	4,7	4,7	0	0	0		
<b>Mixer sommergibile</b>	1	2	2	1,55	1,55	12	18,6	
<b>Misura di portata</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	16	3,2	
<b>Livello radar</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Centralina a due canali</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Vasca equalizzazione VFA</b>								
<b>Pompa alimentazione SBR</b>	1	2,4	2,4	2,5	2,5	1,5	3,8	
<b>Pompa alimentazione SBR (riserva)</b>	1	2,4	2,4	0	0	0		
<b>Mixer sommergibile</b>	2	1,5	3	2	4	8	32	
<b>Misura di portata</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Livello radar</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Centralina a due canali</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Dosaggio acido acetico</b>								
<b>Pompa peristaltica</b>	1	2	2	2	2	2	4	
<b>Pompa peristaltica (Riserva)</b>	1	2	2	0	0	0		
<b>Sonda di livello sul serbatoio</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Misura di temperatura</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Misura di portata dosaggio</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Reattore SBR</b>								
<b>Mixer sommergibili</b>	2	4,3	8,6	6,2	12,4	6	74,4	



<b>Pompa fanghi</b>	1	2,4	2,4	2,5	2,5	2	5	
<b>Pompa fanghi (riserva)</b>	1	2,4	2,4	0	0	0		
<b>Livello radar</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Centraline strumenti</b>	2	0,2	0,4	0,2	0,4	24	9,6	
<b>Valvola telescopica motorizzata</b>	1	0,25	0,25	0,2	0,2	1	0,2	
<b>Misura di portata</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Misura concentrazione SST</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>Compressori aria</b>								
<b>Compressore a vite</b>	1	75	75	51,1	51,1	6	306,6	
<b>Compressore a lobi (riserva)</b>	1	75	75	0	0	0		
<b>Sonda pressione</b>	1	0,2	0,2	0,2	0,2	24	4,8	
<b>RIMOZIONE FOSFORO</b>	1	4	4	4	4	23	92	*mancano consumi pompe alimentazione
<b>CONSUMO ENERGIA ELETTRICA LINEA FANGHI</b>					1036		12207	

Si nota che per quanto riguarda il comparto di deodorizzazione dell'aria è stato considerato a favore di sicurezza il sistema al plasma di Grinp, dato che rappresenta l'opzione più energivora tra le offerte proposte. Il sistema di abbattimento al plasma ha una potenza installata di 10 kW per ogni unità, che è stata utilizzata per il calcolo dei consumi dell'unità in assenza di informazioni più dettagliate riguardo alla potenza assorbita dal sistema. L'offerta Aeris, non considerata nel bilancio, richiede una potenza inferiore a 3 kW per il biotrickling filter (che va cautelativamente integrato con biofiltro), per un consumo di 72 kWh/d, ipotizzando un sistema di funzionamento in continuo.

I consumi elettrici considerati per l'unità di idrolisi termica derivano da una stima delle potenze richieste dalle diverse aziende fornitrici. Il sistema Biothelys di Veolia richiede 5,5 kW per ognuna delle due pompe di alimentazione e 18,5 kW per il mixer, per un totale di 29,5 kW, mentre il reattore di Cambi necessita di circa 15 kW. Nessuna delle due offerte dà informazioni sui consumi elettrici della caldaia per la generazione di vapore.

La potenza prevista nel bilancio per l'essiccatore, pari a 220 kW, non corrisponde a quelle dichiarate dalle offerte tecniche delle aziende fornitrici. La potenza da installare per l'essiccatore di Huber è infatti di 147 kW, con un consumo specifico orario di 107 kWh/h, mentre quella necessaria per l'essiccatore Klein è di circa 75 – 188 kW. Nel bilancio sono considerati cautelativamente consumi maggiori, nell'ipotesi di incrementare la quantità di fanghi da inviare al comparto di essiccamento, per una capacità di trattamento di 16.000 – 18.000 tonnellate/anno.

La potenza necessaria per il sistema di flottazione ad aria disciolta DAF è una stima dei dati esposti nell'offerta OMC-Deltafloat, secondo la quale sono necessari 0,25 kW per la movimentazione della struttura mobile, 0,25 kW per il sistema di raccolta e 0,4 kW per gli inverter di frequenza per il controllo delle velocità.

Alle voci dei consumi della linea fanghi sono state aggiunte quelle relative al sistema di recupero del fosforo, il cui inserimento è previsto nel progetto dell'upgrading dell'impianto di Salvatronda. La potenza necessaria per il sistema di recupero del fosforo non considera la pompa di alimentazione dei fanghi e i consumi energetici sono stati calcolati considerando un funzionamento in continuo del sistema di trattamento, ad esclusione di due settimane all'anno necessarie per la manutenzione.

Il consumo totale di energia elettrica per la linea acque e per la linea fanghi dell'impianto di trattamento di Salvatronda è di 22.905 kWh/d.

Tabella 117: Consumi elettrici dell'impianto di Salvatronda

CONSUMO TOTALE ENERGIA ELETTRICA	kWh/d	22.905
CONSUMO ENERGIA ELETTRICA LINEA ACQUE	kWh/d	10.698
CONSUMO ENERGIA ELETTRICA LINEA FANGHI	kWh/d	12.207

Si nota che i consumi elettrici si suddividono per il 46,71 % alla linea acque e il 53,29 % per la linea fanghi. Si è inoltre valutato l'impatto energetico di ogni unità operativa, sia in relazione ai consumi complessivi della linea di appartenenza, sia in rapporto ai consumi globali dell'impianto, per poter individuare le unità maggiormente energivore. Dalle analisi effettuate risulta che il comparto della linea acque che necessita di più energia è la stazione per le soffianti esistente, che da sola copre circa il 30 % dei consumi di tutta la linea acque e il 14 % dei consumi totali dell'intero impianto. Per quanto riguarda la linea fanghi, l'unità avente il maggiore impatto energetico è il sistema di essiccamento, avente un fabbisogno di energia elettrica corrispondente a circa il 40 % dei consumi della linea fanghi e al 21 % dei consumi elettrici di tutto l'impianto di trattamento.

Tabella 118: Incidenza dei consumi elettrici

COMPARTO	CONSUMI	INCIDENZA %	
		rispetto alla linea	rispetto al totale
<b>LINEA ACQUE</b>	<b>10698</b>	<b>100</b>	<b>46,71</b>
SOLLEVAMENTO INIZIALE	1089,6	10,19	4,76
GRIGLIATURA	38,8	0,36	0,17
DISSABBIATURA-DISOLEATURA	460,6	4,31	2,01
FILTRAZIONE PRIMARIA	229,4	2,14	1,00
RIPART. AL TRATTAM. BIOLOGICO	10,8	0,10	0,05
STOCC. DOSAGGIO ACIDO ACETICO	24	0,22	0,10

STOCC. DOSAGGIO FLOCCULANTE	29,8	0,28	0,13
NUOVE LINEE TRATT. BIOLOGICO	824,4	7,71	3,60
STAZIONE SOFFIANTI NUOVE LINEE	2.433,60	22,75	10,62
SEDIMENTATORI SECONDARI NUOVI	72	0,67	0,31
SOLLEVAMENTO SCHIUME	17,6	0,16	0,08
SOLL. FANGHI RICIRCOLO E SUPERO	366,6	3,43	1,60
REATTORE ANAEROBICO ESISTENTE	264	2,47	1,15
DENITRIFICAZIONE ESISTENTE	264	2,47	1,15
SEDIMENTAZIONE SECONDARIA VECCHIA	48	0,45	0,21
SOLL. FANGHI RICIRCOLO E SUPERO VECCHIO	89,8	0,84	0,39
FILTRAZIONE-UV	768	7,18	3,35
STRUMENTAZIONE ANALISI SCARICO	26,4	0,25	0,12
GRUPPO DI PRESSURIZZAZIONE	339,6	3,17	1,48
ILLUMINAZIONE E FM	20	0,19	0,09
DENITRIFICAZIONE ESISTENTE	12	0,11	0,05
OSSIDAZIONI ESISTENTI	26,8	0,25	0,12
STAZIONE SOFFIANTI ESISTENTE	3.241,3	30,30	14,15
AUTORIMESSA	0,5	0,005	0,002
<b>LINEA FANGHI</b>	<b>12207</b>	<b>100</b>	<b>53,29</b>
PRE-ISPESSITORE FANGHI PRIMARI	18	0,15	0,08
PRE-ISPESSITORE FANGHI BIOLOGICI	21,6	0,18	0,09
FERMENTATORE FANGHI PRIMARI	137,6	1,13	0,60
SOLLEVAM. FANGHI AL FERMENTATORE	33,3	0,27	0,15
CENTRALE TERMICA FERMENTATORE	60	0,49	0,26
PRE-DISIDRATAZ. FANGHI	813,1	6,66	3,55
DEODORIZZAZIONE ARIA	832	6,82	3,63
TRAMOGGIA FANGHI DISIDRATATI	385,9	3,16	1,68
SILO ACCUMULO FANGHI	913,2	7,48	3,99
THP	600	4,92	2,62
CENTRALE GENERAZ. VAPORE THP	648	5,31	2,83
CENTRALE TERMICA DIGESTORI	153,6	1,26	0,67
DIGESTORI ANAEROBICI	540,8	4,43	2,36
DISIDRATAZIONE MECCANICA FANGHI	1306,1	10,70	5,70
ESSICCATORE FANGHI	4840,8	39,66	21,13
GASOMETRI	16	0,13	0,07
DESOLFORATORE BIOGAS E TORCIA	144	1,18	0,63
FLOTTATORE	129,4	1,06	0,56
VASCA EQUALIZZAZIONE SURNATANTI	37,9	0,31	0,17
VASCA EQUALIZZAZIONE VFA	50,2	0,41	0,22
DOSAGGIO ACIDO ACETICO	18,4	0,15	0,08
REATTORE SBR	103,6	0,85	0,45
COMPRESSORI ARIA	311,4	2,55	1,36
RIMOZIONE FOSFORO	92	0,75	0,40

## Consumi energia elettrica linea acque

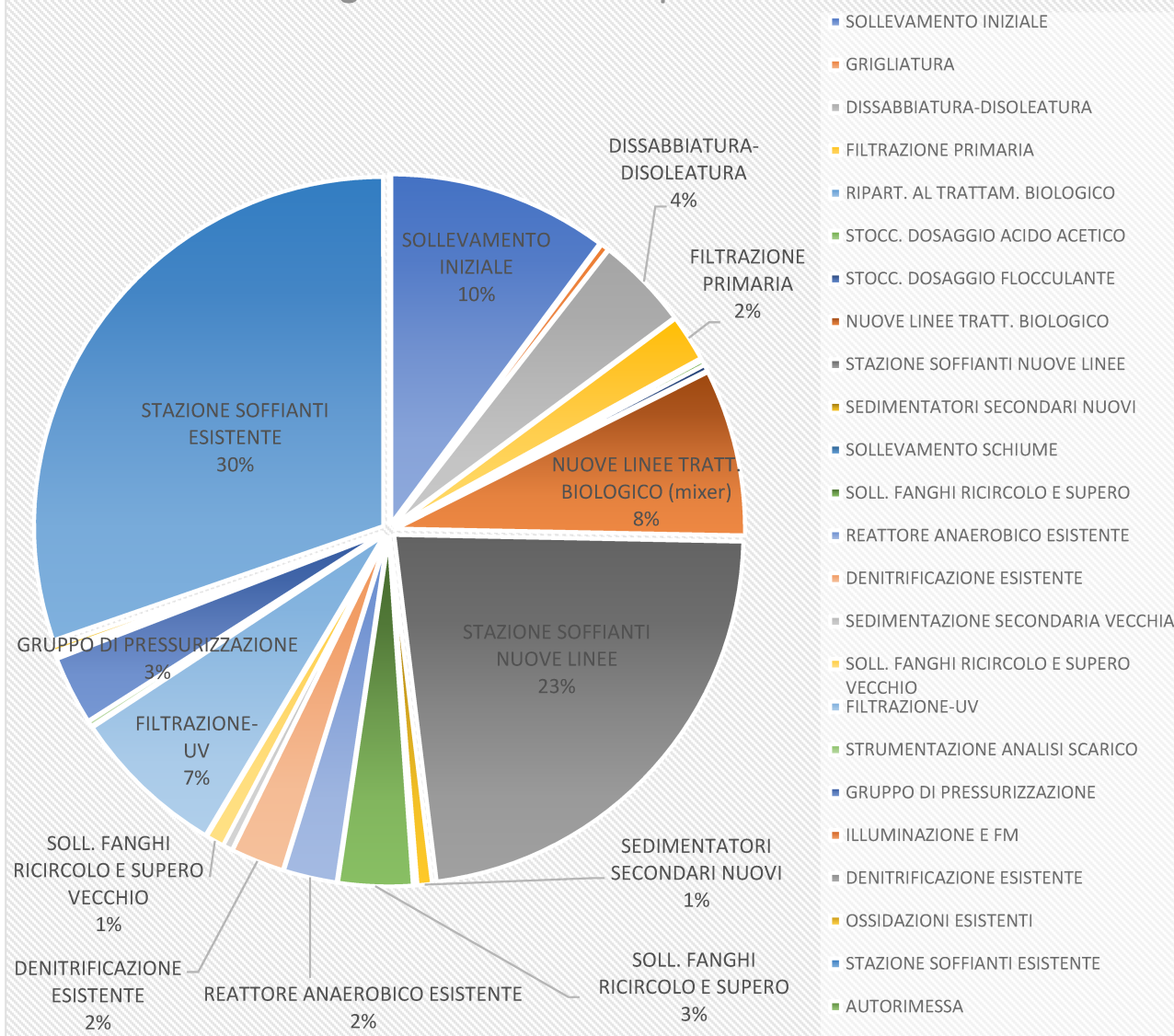


Figura 47: Consumi elettrici della linea acque

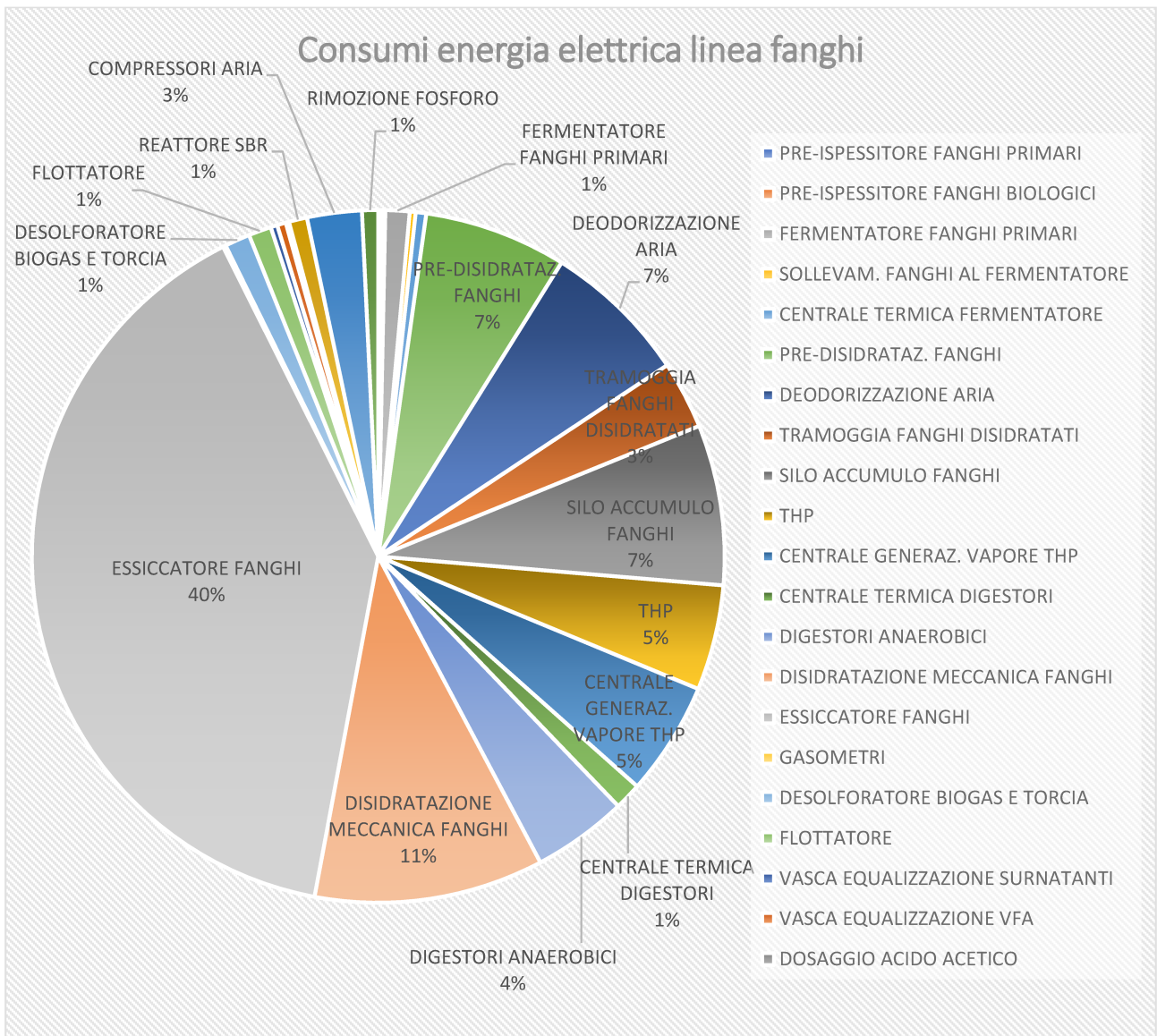


Figura 48: Consumi elettrici della linea fanghi

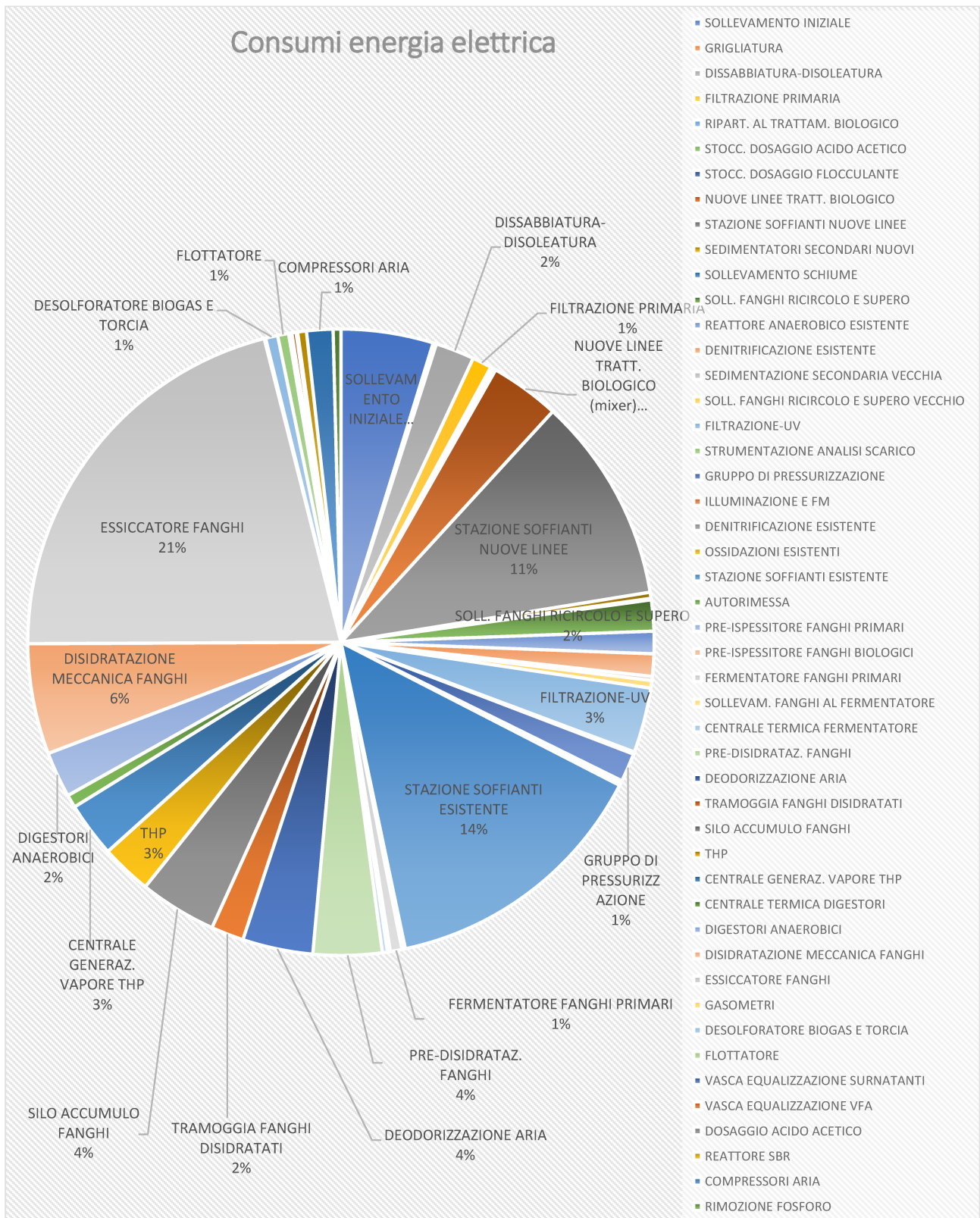


Figura 49: Consumi elettrici dell'impianto di Salvatronda

I consumi precedentemente elencati sono stati normalizzati per ottenere dei valori specifici, confrontabili con i range tipici di letteratura. Gli intervalli individuati sono piuttosto ampi, a causa

delle variabilità degli impianti analizzati, delle specifiche operazioni unitarie utilizzate in ogni schema di processo, della diversa taglia e delle differenti restrizioni normative da rispettare.

Il consumo elettrico totale dell'impianto, espresso in funzione delle portate trattate, degli abitanti equivalenti serviti e dei carichi rimossi, risulta in genere in linea con i riferimenti individuati in letteratura. Il consumo totale specifico riferito agli abitanti equivalenti serviti è vicino al limite superiore del range di letteratura, probabilmente a causa del fatto che per il calcolo sono stati considerati i 120.000 AE di progetto della linea acque, mentre la linea fanghi tratta anche fanghi esterni provenienti da altri impianti, per una potenzialità totale di 406.500 AE, che però non sono stati conteggiati, a favore di sicurezza.

Il consumo della linea acque è in genere inferiore ai range di letteratura, ad eccezione del valore specifico espresso rispetto al fosforo rimosso nei trattamenti biologici.

Il consumo della linea fanghi rispetto alle portate trattate risulta essere superiore ai range tipici, perché nei valori di letteratura di riferimento non siano considerate operazioni unitarie energivore, come l'essiccamento termico, la generazione di vapore, il trattamento odori e il sistema per il recupero del fosforo, presenti invece nello schema di processo dell'impianto di trattamento di Salvatronda. Il consumo rispetto al fango secco trattato risulta comunque rientrare nei range di letteratura.

Tabella 119: Consumi elettrici specifici

CONSUMI SPECIFICI		IMPIANTO SALVATRONDA	RANGE LETTERATURA	TIPOLOGIA IMPIANTI DI RIFERIMENTO	RIFERIMENTI
Consumo Elettrico LA	kWh/m <sup>3</sup> trattati	0,35	0,55 0,77	vari	Metcalf&Eddy; Longo et al., 2016
Consumo Elettrico Trattamenti Secondari LA	kWh/kg COD rimossi	0,34	0,82	50000 < AE < < 100000	ENERWATER Banchmarking Database
Consumo Elettrico Trattamenti Secondari LA	kWh/kg N-NH <sub>4</sub> rimossi	3,75	6,62	50000 < AE < < 100000	ENERWATER Banchmarking Database
Consumo Elettrico Trattamenti Secondari LA	kWh/kg P rimossi	20,81	12,12	50000 < AE < < 100000	ENERWATER Banchmarking Database
Consumo Elettrico LF	kWh/kg TS trattati	0,67	0,25* 2,074	*50000 < AE < < 100000	ENERWATER Banchmarking Database; Longo et al., 2019
Consumo Elettrico LF	kWh/m <sup>3</sup> trattati	0,40	0,06 0,13	vari	Metcalf&Eddy (senza

					fermentatore, caldaia ed essiccatore); Longo et al., 2016 (senza essiccatore)
Consumo Elettrico LF	kWh/kg VS rimossi	1,48			
Consumo Elettrico TOTALE	kWh/m <sup>3</sup> trattati	0,76	0,62 0,90 0,3 – 0,73 0,05 – 1,37* 0,13 – 2,08**	*AE > 100000 ** Impianti con BNR	Metcalf&Eddy; Longo et al., 2016; Panepinto et al., 2015; ENERWATER – Deliverable 2.1 Study of published energy data, 2015
Consumo Elettrico TOTALE	kWh/AEy	69,67	23,89 – 65,28* 5 – 98* 10,36 – 262**	*AE > 100000 ** Impianti con BNR	Panepinto et al., 2015; ENERWATER – Deliverable 2.1 Study of published energy data, 2015
Consumo Elettrico TOTALE	kWh/kg TKN rimossi	14,84	19,17 kWh/kg N rimossi	AE > 100000	Panepinto et al., 2015
Consumo Elettrico TOTALE	kWh/kg COD rimossi	1,75	0,68 – 2 0,19 – 1,89* 0,23 – 6,56**	*AE > 100000 ** Impianti con BNR	Panepinto et al., 2015; ENERWATER – Deliverable 2.1 Study of published energy data, 2015

#### 4.2. Produzione di energia elettrica nell'ipotesi di cogenerazione in presenza di idrolisi termica e digestione anaerobica

Si vuole integrare il bilancio dei consumi elettrici, considerando l'ipotesi di inserire nella linea fanghi un sistema di cogenerazione per la produzione di energia elettrica dal biogas. Lo scenario che prevede l'inserimento del sistema di cogenerazione è stato sviluppato da Cambi, ipotizzando di inviare una quota del biogas prodotto dalla digestione anaerobica al sistema di cogenerazione e l'aliquota rimanente alla caldaia per la produzione di vapore per il processo di termoidrolisi. Nella configurazione prevista dall'offerta tecnica di Cambi, dei 5.182 Nm<sup>3</sup>/d di biogas prodotti in digestione anaerobica, 3.498 Nm<sup>3</sup>/d vengono inviati al sistema di cogenerazione, mentre i restanti 1.685 Nm<sup>3</sup>/d sono destinati alla caldaia per la produzione di vapore nel reattore di idrolisi. L'energia elettrica prodotta in questa configurazione è pari a 6.360 kWh/d, a cui corrisponde una potenza di 265 kW. I consumi elettrici dell'impianto di cogenerazione non sono stati forniti nell'offerta.



Tabella 120: Produzione di energia elettrica nell'ipotesi di cogenerazione da offerta Cambi

COGENERAZIONE PARZIALE OFFERTA CAMBI	UNITÀ	ORE FUNZIONAMENTO GIORNALIERE	ENERGIA ELETTRICA PRODOTTA GIORNALIERA
	N.	h/d	kWh/d
CONSUMO ELETTRICO COGENERAZIONE	1	24	Non dichiarato nell'offerta
PRODUZIONE ELETTRICA COGENERAZIONE	1	24	6360

#### 4.3. Bilancio di energia elettrica

È stato calcolato il bilancio elettrico sia nell'ipotesi di non avere la cogenerazione, sia per lo scenario previsto da Cambi relativo all'invio al sistema di cogenerazione di una parte del biogas prodotto. Lo scenario di progetto con l'inserimento del sistema di cogenerazione permette un risparmio di circa il 28 % sui consumi di energia elettrica.

Tabella 121: Bilancio di energia elettrica

BILANCIO ENERGIA ELETTRICA		SENZA COGENERAZIONE	CON COGENERAZIONE OFFERTA CAMBI
CONSUMO ENERGIA ELETTRICA LINEA ACQUE	kWh/d	10698	10698
CONSUMO ENERGIA ELETTRICA LINEA FANGHI	kWh/d	12286	12207
PRODUZIONE ENERGIA ELETTRICA	kWh/d	-	6360
<b>RICHIESTA TOTALE DI ENERGIA ELETTRICA</b>	<b>kWh/d</b>	<b>22984</b>	<b>16545</b>

#### 4.4. Consumi di energia termica senza cogenerazione

Vengono illustrate le potenze richieste e i consumi calcolati di energia termica per la linea fanghi, secondo lo schema di processo proposto da Cambi, nella configurazione di processo senza l'inserimento del sistema di cogenerazione. Sono stati considerati tre differenti scenari, ipotizzando diverse temperature ambientali, per simulare le variazioni delle condizioni nei periodi invernali ed estivi.

Di seguito si espongono i consumi termici delle principali unità operative della linea fanghi.

Tabella 122: Consumi termici della linea fanghi senza cogenerazione

COMPARTO	UNITÀ INSTALLATE	POTENZA UNITARIA ASS.	POTENZA TOT. ASS.	ORE FUNZ. GIORNO	CONSUMO ENERGIA GIORNALIERO [kWh/d]		
					inverno 5°C	media 15°C	estate 20°C
	N.	kWt	kWt	h/d			
FERMENTATORE	1			24	3484	2399	1835
TERMOIDROLISI							
Riscaldamento acqua diluizione a monte della termoidrolisi					715	477	357
Caldaia generazione vapore	1	549 (5 °C) 514 (15 °C) 493 (20 °C)	549 (5 °C) 514 (15 °C) 493 (20 °C)	24	13176	12336	11832
DIGESTORI ANAEROBICI	2			24	2244,7	1636,1	1221,8
ESSICCATORE HUBER	1	1009	1009	22	22198	22198	22198
<b>CONSUMO ENERGIA TERMICA</b>					<b>41818</b>	<b>39045</b>	<b>37444</b>

Il fabbisogno energetico del fermentatore è stato calcolato, come suggerito da Metcalf&Eddy, considerando il calore necessario per riscaldare il fango alla temperatura desiderata e le perdite che si verificano per conduzione sulla superficie del fermentatore stesso. Le temperature dell'aria, del terreno e del fango in ingresso per i tre diversi scenari sono state ipotizzate.

Tabella 123: Fabbisogno energetico per il fermentatore

PARAMETRI		INVERNO	MEDIA	ESTATE
V	m <sup>3</sup>	565	565	565
Q ingresso	m <sup>3</sup> /d	81,7	81,7	81,7
Densità fango	kg/m <sup>3</sup>	1015	1015	1015
fango ingresso	kg/d	82925,5	82925,5	82925,5
Diametro	m	12	12	12
Altezza laterale	m	5	5	5
Pareti laterali	W/m <sup>2</sup> °C	0,7	1	0,7
Pavimento	W/m <sup>2</sup> °C	2,275	2,275	2,275
Copertura in acciaio	W/m <sup>2</sup> °C	0,7	0,7	0,7
T aria	°C	-3	5	25
T fango in ingresso	°C	10	15	20
T terra sotto al pavimento	°C	5	10	15
T fango nel fermentatore	°C	37	37	37
Calore specifico fango	J/kg°C	4184	4184	4184
richiesta di calore per il fango	J/d	937E+09	7,63E+09	5,9E+09
Area pareti	m <sup>2</sup>	188,5	188,5	188,5
Area pavimento	m <sup>2</sup>	113,1	113,1	113,1

Area tetto	m <sup>2</sup>	113,1	113,1	113,1
Calore perso per conduzione dalle pareti	J/d	456008457	250804651	136802537
Calore perso per conduzione dal pavimento	J/d	711373193	600221131	489069070
Calore perso per conduzione dal tetto	J/d	273605074	150482791	82081522
Perdite totali	J/d	1440986724	1001508573	707953129
Capacità scambiatore di calore necessaria	J/d	1,25E+10	8,63E+09	6,61E+09
Calo temperatura nel fango	°C/d	5,2	3,6	2,75
<b>RICHIESTA DI CALORE PER IL FERMENTATORE</b>	<b>kWh/d</b>	<b>3484</b>	<b>2399</b>	<b>1835</b>

È stata calcolata anche la richiesta di energia termica per riscaldare l'acqua di diluizione a monte della termoidrolisi, ipotizzando anche in questo caso valori diversi di temperatura di ingresso dell'acqua per ogni scenario di progetto considerato.

Tabella 124: Fabbisogno energetico per il riscaldamento dell'acqua di diluizione a monte della termoidrolisi

PARAMETRI		INVERNO	MEDIO	ESTATE
Energia richiesta per scaldare di 1°C 1l di acqua	Wh	1,16	1,16	1,16
T acqua calda	°C	35	35	35
T acqua fredda	°C	5	15	20
Q acqua da scaldare	m <sup>3</sup> /d	20,5	20,5	20,5
<b>RICHIESTA DI CALORE PER ACQUA DI DILUIZIONE</b>	<b>kWh/d</b>	<b>715</b>	<b>477</b>	<b>357</b>

I consumi relativi alla caldaia di generazione di vapore per il reattore di idrolisi sono stati calcolati considerando le potenze richieste dichiarate da Cambi. Negli schemi di processo dell'offerta tecnica, tuttavia, c'è una discrepanza tra la potenza corrispondente al biogas inviato alla caldaia e la potenza della caldaia. Per tutti e tre gli scenari di progetto la potenza del biogas inviato alla caldaia è sempre leggermente inferiore di quella effettiva della caldaia. Per questo motivo, a favore di sicurezza, nei calcoli è stata considerata la potenza dichiarata della caldaia.

I consumi dei digestori anaerobici sono relativi solamente al calore da fornire per sopperire alle perdite di calore che avvengono attraverso le pareti dei reattori a contatto con l'aria e con il terreno. Il fango in ingresso infatti non ha bisogno di essere riscaldato perché, uscendo dal processo di termoidrolisi, si trova già ad una temperatura superiore di quella che deve essere mantenuta all'interno dei digestori. Il calcolo svolto è stato eseguito, in analogia al caso del fermentatore, seguendo le indicazioni riportate da Metcalf&Eddy. In Tabella 125 si riportano i parametri utilizzati.

Tabella 125: Richiesta di calore per il digestore

PARAMETRI		INVERNO	MEDIA	ESTATE
V	m <sup>3</sup>	2042	2042	2042
Q ingresso	m <sup>3</sup> /d	98	98	98
Densità fango	kg/m <sup>3</sup>	1015	1015	1015
fango ingresso	kg/d	99470	99470	99470
Diametro	m	20	20	20
Altezza	m	6,5	6,5	6,5
Pareti	W/m <sup>2</sup> °C	0,7	0,7	0,7
Pavimento	W/m <sup>2</sup> °C	2,275	2,275	2,275
Copertura	W/m <sup>2</sup> °C	0,7	0,7	0,7
T aria	°C	-3	15	25
T fango in ingresso	°C	46,1	46,1	46,1
T terra sotto al pavimento	°C	5	10	15
T fango nel digestore	°C	40	40	40
Calore specifico fango	J/kg°C	4184	4184	4184
Richiesta di calore per il fango	J/d	0	0	0
Area pareti	m <sup>2</sup>	408,4	408,4	408,4
Area pavimento	m <sup>2</sup>	314,2	314,2	314,2
Area tetto	m <sup>2</sup>	314,2	314,2	314,2
Calore perso per conduzione dalle pareti	J/d	1062119697	617511452	370506871,2
Calore perso per conduzione dal pavimento	J/d	2161290082	1852534356	1543778630
Calore perso per conduzione dal tetto	J/d	817015152	475008809	285005285,5
Perdite totali	J/d	4040424931	2945054617	2199290787
<b>RICHIESTA DI CALORE PER IL DIGESTORE</b>	<b>kWh/d</b>	<b>1122,3</b>	<b>818,1</b>	<b>610,9</b>

Da un'analisi generale riferita alle condizioni medie di impianto, risulta che il comparto maggiormente energivoro è, anche in questo caso, l'unità di essiccaimento termico dei fanghi, che assorbe il 57 % dei consumi di energia termica della linea fanghi.

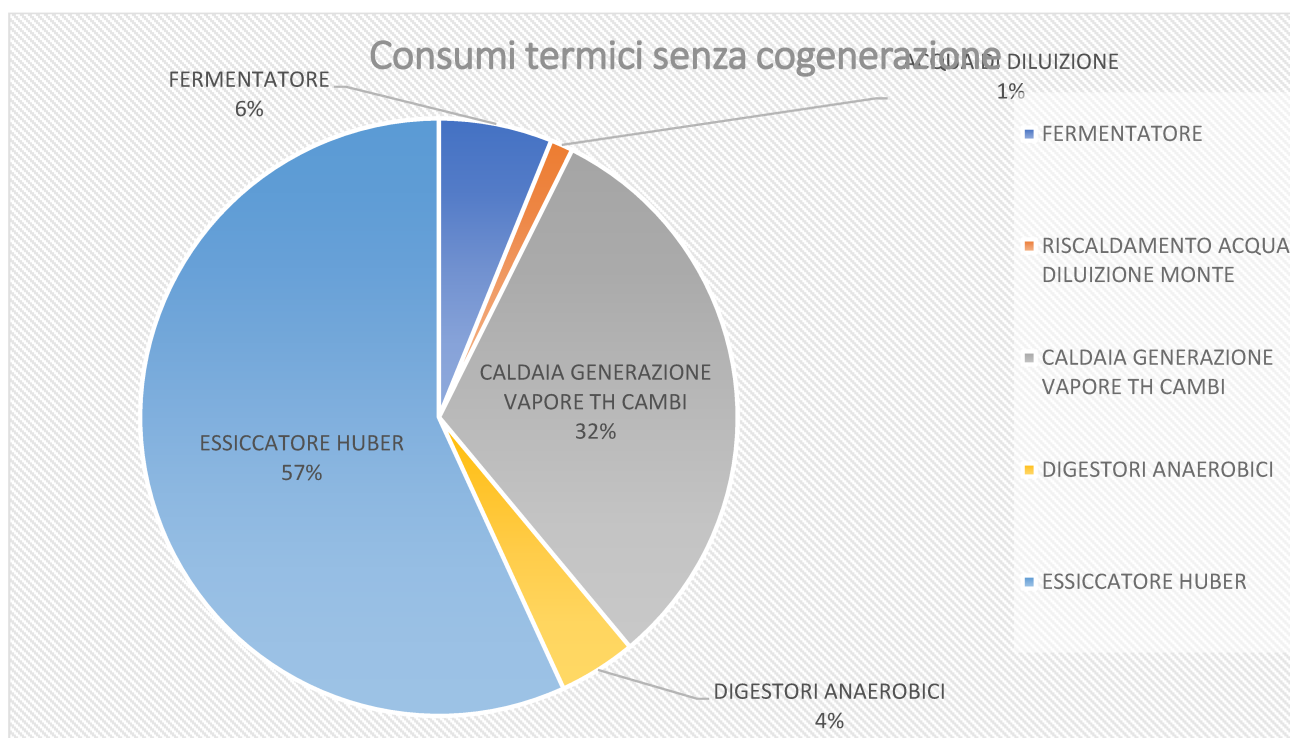


Figura 50: Consumi di energia termica senza cogenerazione

#### 4.5. Produzione di energia termica senza cogenerazione

Di seguito si riportano le voci che consentono dei recuperi di energia termica nella linea fanghi dell'impianto di trattamento di Salvatronda, distinte in diversi scenari in base alle condizioni ambientali, considerando lo schema di processo senza il sistema di cogenerazione.

Tabella 126: Recuperi di energia termica nella linea fanghi senza cogenerazione

COMPARTO	UNITÀ INSTALLATE	POTENZA UNITARIA ASS.	POTENZA TOT. ASS.	ORE FUNZ. GIORNO	CONSUMO ENERGIA GIORNALIERO		
					Inverno 5°C	Media 15°C	Estate 20°C
	N.	kWt	kWt	h/d	kWht/d	kWht/d	kWht/d
Scambiatore di calore sul vapore di termoidrolisi	1	16	16	24	384	384	384
Produzione di biogas	2	523	1046	24	25104	25104	25104
Scambiatore calore a monte del digestore	2	139,45	278,9	24	5973,6	6693,6	7053,6
<b>TOTALE PRODUZIONI</b>					<b>31461,6</b>	<b>32181,6</b>	<b>32541,6</b>

Nello schema di processo di Cambi sono presenti due scambiatori di calore, uno nel ricircolo del vapore per il reattore di idrolisi e uno a monte della digestione anaerobica, per raffreddare il fango da alimentare in modo tale da garantire le condizioni mesofile. Nel bilancio termico di massima proposto da Cambi, tuttavia, questi due recuperi non sono stati considerati, probabilmente per compensare la richiesta di calore necessaria al riscaldamento dell'acqua di diluizione a monte del reattore di termoidrolisi e al mantenimento della temperatura di reazione nei digestori anaerobici. In un'analisi più approfondita invece le diverse voci sono state calcolate singolarmente, per ottenere un bilancio energetico il più dettagliato possibile.

#### 4.6. Consumi e produzione di energia termica nell'ipotesi di cogenerazione in presenza di idrolisi termica e digestione anaerobica

L'ipotesi di inserimento del sistema di cogenerazione sviluppata da Cambi, prevede di inviare una quota del biogas prodotto dalla digestione anaerobica al sistema di cogenerazione e l'aliquota rimanente alla caldaia per la produzione di vapore per il processo di idrolisi termica. In questo scenario, dei 5182 Nm<sup>3</sup>/d di biogas prodotti in digestione anaerobica, 3498 Nm<sup>3</sup>/d vengono inviati al sistema di cogenerazione per la produzione di energia elettrica, mentre i restanti 1685 Nm<sup>3</sup>/d sono destinati alla caldaia per la produzione di vapore nel reattore di idrolisi. Oltre alla produzione di energia elettrica, viene anche recuperata una quota di energia termica, sottoforma di vapore e acqua caldi, da poter inviare alla caldaia e al fermentatore, per coprirne i consumi.

Tabella 127: Produzione di energia elettrica nell'ipotesi di cogenerazione da offerta Cambi

COGENERAZIONE	UNITÀ	POTENZA UNITARIA	POTENZA TOT.	ORE FUNZIONAMENTO GIORNO	ENERGIA TERMICA
	N.	kW	kW	h/d	kWh/d
Consumo energia termica per cogenerazione	1	706	706	24	16937
Produzione energia termica da cogenerazione	1	291	291	24	6981
Produzione energia elettrica da cogenerazione					considerata nel bilancio elettrico

Inviando parte del biogas prodotto al sistema di cogenerazione si ottiene una produzione di energia in grado di coprire circa il 28 % dei consumi elettrici dell'impianto e il 12% di quelli termici.

Integrando i consumi previsti per il sistema di cogenerazione previsto dall'offerta Cambi con il fabbisogno di energia termica della linea fanghi, il comparto maggiormente energivoro risulta

comunque essere il sistema di essiccamento termico, che assorbe il 40 % dei consumi termici dell'impianto. Anche il sistema di cogenerazione consuma un notevole quantitativo di energia, pari al 30 % della richiesta termica.

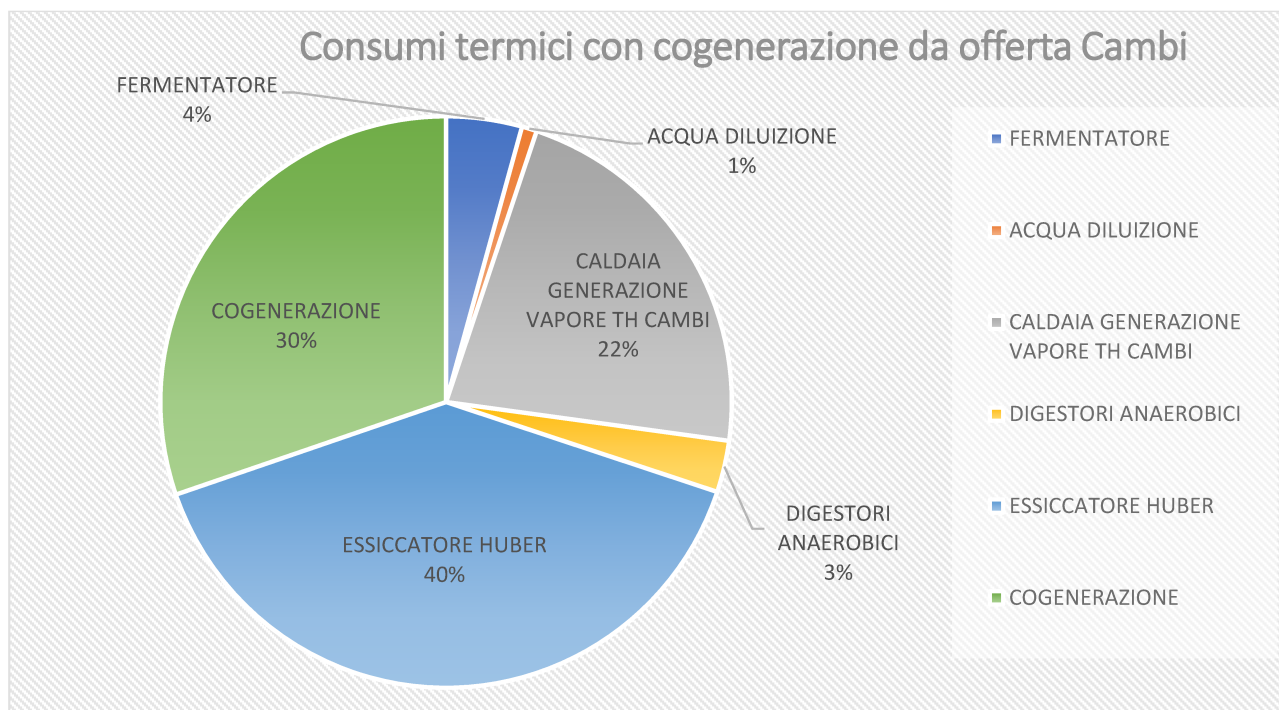


Figura 51: Consumi termici con ipotesi di cogenerazione da offerta Cambi

#### 4.7. Bilancio di energia termica nell'ipotesi di cogenerazione in presenza di idrolisi termica e digestione anaerobica

Di seguito si mostra il bilancio termico relativo alla linea fanghi, per i diversi scenari di progetto considerati. La cogenerazione implica un consumo maggiore di energia termica, che però viene ammortizzato dalla produzione di energia elettrica che, come visto nel precedente bilancio sul comparto elettrico, riduce notevolmente il fabbisogno di energia elettrica.

Tabella 128: Bilancio di energia termica

BILANCIO ENERGIA TERMICA		SENZA COGENERAZIONE			CON COGENERAZIONE
		Inverno	Media	Estate	Media
CONSUMO ENERGIA TERMICA LINEA FANGHI	kWh/d	41818	39045	37591	55982
PRODUZIONE ENERGIA TERMICA	kWh/d	31461,6	32181,6	32541,6	39162
<b>RICHIESTA TOTALE DI ENERGIA TERMICA</b>	<b>kWh/d</b>	<b>10356</b>	<b>6864</b>	<b>4903</b>	<b>16820</b>

#### 4.8. Bilancio energetico con l'ipotesi di valorizzare tutto il biogas recuperato in cogenerazione

È stata analizzata un'ulteriore ipotesi, secondo la quale tutto il biogas prodotto dalla digestione anaerobica viene inviato all'impianto di cogenerazione per produrre energia elettrica e recuperare energia termica.

Di seguito si mostra il bilancio energetico effettuato, considerando l'ipotesi di inviare tutto il biogas prodotto dalla digestione anaerobica all'impianto di cogenerazione per la produzione di energia elettrica.

*Tabella 129: Bilancio termico nell'ipotesi di cogenerazione completa*

PARAMETRI	kWh/d
Consumo termico per cogenerazione completa	25104
Produzione energia termica da cogenerazione completa	10342
<b>TOTALE CONSUMI TERMICI</b>	<b>64149</b>
<b>TOTALE PRODUZIONI TERMICHE</b>	<b>42524</b>
<b>RICHIESTA TERMICA</b>	<b>21626</b>
Produzione energia elettrica da cogenerazione completa	9432
<b>TOTALE CONSUMI ELETTRICI</b>	<b>22905</b>
<b>RICHIESTA ELETTRICA</b>	<b>13473</b>

Nell'ipotesi di destinare tutto il biogas prodotto alla produzione di energia elettrica, il sistema di cogenerazione rappresenterebbe il comparto più energivoro, seguito dall'unità di essiccamento fanghi, ma riuscirebbe a coprire circa il 41 % dei consumi elettrici e il 16 % dei consumi termici.



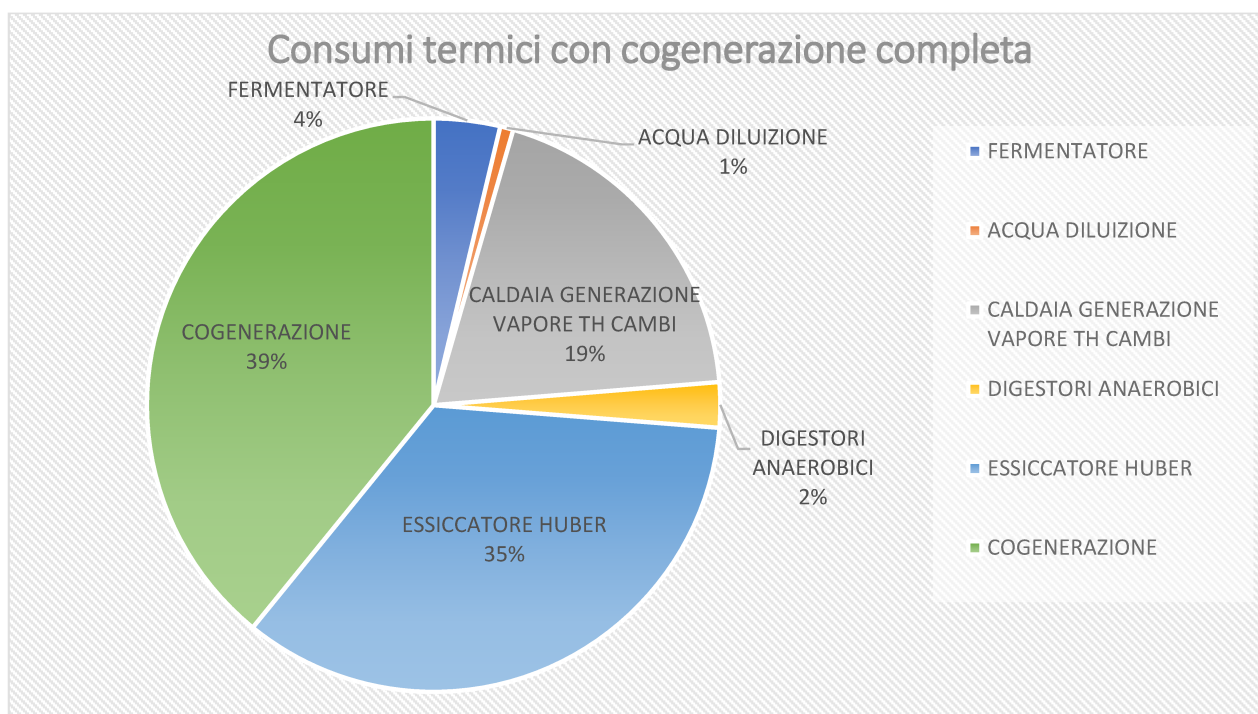


Figura 52: Consumi termici con cogenerazione completa

#### 4.9. Sintesi del bilancio energetico globale degli scenari analizzati

Vengono riassunti i bilanci energetici eseguiti per ogni scenario di progetto considerato, in modo tale da permettere un confronto più agevole delle diverse configurazioni proposte.

Tabella 130: Bilancio energetico

ENERGIA		SENZA COGENERAZIONE			CON COGENERAZIONE PARZIALE (OFFERTA CAMBI)	CON COGENERAZIONE COMPLETA
		Inverno	Media	Estate	Media	Media
CONSUMO ENERGIA ELETTRICA LINEA ACQUE	kWh/d	10698	10698	10698	10698	10698
CONSUMO ENERGIA ELETTRICA LINEA FANGHI	kWh/d	12207	12207	12207	12207	12207
PRODUZIONE ENERGIA ELETTRICA LINEA FANGHI	kWh/d	-	-	-	6360	9432
<b>RICHIESTA TOTALE DI ENERGIA ELETTRICA</b>	<b>kWh/d</b>	<b>22905</b>	<b>22905</b>	<b>22905</b>	<b>16545</b>	<b>13473</b>
COSTO GIORNALIERO ACQUISTO ENERGIA ELETTRICA	€/d	3618,94	3618,94	3618,94	2614,06	2128,69
CONSUMO ENERGIA TERMICA LINEA FANGHI	kWh/d	41818	39045	37444	55982	64149
PRODUZIONE ENERGIA TERMICA	kWh/d	31461,6	32181,6	32541,6	39162	42524
<b>RICHIESTA TOTALE DI ENERGIA TERMICA</b>	<b>kWh/d</b>	<b>10356</b>	<b>6864</b>	<b>4903</b>	<b>16820</b>	<b>21626</b>
COSTO GIORNALIERO ACQUISTO METANO	€/d	247,40	163,96	117,12	401,82	516,61
<b>COSTO GIORNALIERO ENERGIA</b>	<b>€/d</b>	<b>3866,34</b>	<b>3782,91</b>	<b>3736,06</b>	<b>3015,88</b>	<b>2645,3</b>

L'opzione di inserire nello schema di processo della linea fanghi l'impianto di cogenerazione è, in entrambi i casi, una soluzione che permette un risparmio energetico ed economico, rispetto alle configurazioni che non la prevedono. Si evidenzia che lo scenario con cogenerazione completa è quello che consente il maggior risparmio economico. Sebbene infatti la richiesta di energia termica sia considerevole, dato che tutto il biogas prodotto viene destinato alla cogenerazione, il recupero in termini di produzione di energia elettrica permette di compensare i consumi e di ridurre la richiesta di energia dell'impianto. La configurazione di progetto della linea fanghi, che prevede la combinazione dell'idrolisi termica con la digestione anaerobica per incrementare la produzione di biogas, se integrata con il sistema di cogenerazione per la valorizzazione del biogas attraverso la produzione di energia elettrica, rappresenta la soluzione energeticamente più vantaggiosa per il centro di trattamento di Salvatronda, garantendo risparmi sui costi energetici dell'impianto di circa il 30% rispetto alla configurazione senza cogenerazione.

## 5. Conclusioni

Il trattamento dei fanghi reflui degli impianti di depurazione è una questione che sta acquistando un peso sempre più rilevante. Da una parte le normative sempre più restrittive e le innovazioni tecnologiche hanno determinato la produzione di un effluente in linea acque sempre più depurato, causando però un aumento nella produzione dei fanghi. D'altro canto, sono state sviluppate tecnologie per il recupero di materiali e di energia dai fanghi di depurazione, in accordo con i principi di economia circolare, che permettono di organizzare la gestione degli impianti conciliando l'efficienza delle operazioni di trattamento, la tutela ambientale e la sostenibilità economica. I moderni impianti di trattamento stanno implementando le operazioni tradizionali con tecnologie innovative per massimizzare le prestazioni e al contempo minimizzare i consumi energetici e recuperare le risorse, mirando all'autosufficienza energetica ed economica. Se si abbandona l'idea del fango come rifiuto e si considerano invece tutte le possibili applicazioni per il riutilizzo ed il recupero di risorse e di energia, il problema del trattamento diventa un'opportunità per l'efficientamento della gestione degli impianti. In quest'ottica, l'impianto di Salvatronda vuole applicare un upgrading al suo schema di processo per ottenere migliori prestazioni di trattamento e massimizzare i recuperi di energia e di risorse. Le innovazioni più consistenti vengono installate in linea fanghi, in particolare verrà inserito un pretrattamento di idrolisi termica a monte della digestione anaerobica per massimizzare le rese di produzione di biogas. Il processo di termoidrolisi infatti anticipa ed accelera la prima fase della digestione anaerobica, che rappresenta lo stadio più critico, scomponendo e disciogliendo le cellule di fango, in modo tale da poter essere rapidamente trasformate in biogas. Inoltre, modifica le caratteristiche fisiche e reologiche del fango, migliorandone la disidratabilità di circa il 10%, con notevoli vantaggi sulle operazioni di movimentazione e di trattamento a valle. Il fango che ha subito un pretrattamento di idrolisi termica è più facilmente disidratabile, permettendo di ottenere concentrazioni di solidi maggiori e quindi minori volumi da gestire.

Essendo un'unità potenzialmente impattante sulle operazioni unitarie a valle a causa degli elevati carichi di materiale refrattario e azoto disciolti, sono state condotte delle analisi sperimentali per valutare la caratterizzazione del fango termoidrolizzato. Sono stati prelevati dei campioni di fango dall'impianto di trattamento di Monza, che comprende al suo interno un reattore di termoidrolisi, a diversi stadi dello schema di processo. I diversi campioni di fango sono stati caratterizzati per individuare la concentrazione delle sostanze contenute nelle diverse matrici. Particolare attenzione è stata posta all'individuazione delle differenze tra le caratteristiche del fango prelevato a monte e

quelle dei campioni in uscita dall'idrolisi termica. I risultati ottenuti sono stati utilizzati per valutare l'incremento di sostanze disciolte ed il grado di idrolisi ottenibile dal pretrattamento termico. Si è potuto notare un rilevante incremento delle sostanze disciolte nel fango, in particolare del COD e dell'azoto. Le concentrazioni misurate sono state elaborate per simulare, a parità di caratteristiche all'ingresso, i carichi di contaminanti previsti e l'impatto del processo di idrolisi termica all'interno dell'impianto di trattamento di Salvatronda, considerando le caratteristiche di portata della sua configurazione di progetto. Le caratteristiche del fango in uscita dalla termoidrolisi determinate per via sperimentale sono state elaborate considerando le diluizioni previste nello schema di processo dell'impianto di Salvatronda per stimare le concentrazioni attese in ingresso alla digestione anaerobica. Tali valori, specialmente in termini di azoto disciolto, azoto ammoniacale e ammoniaca libera, sono stati confrontati con le soglie di inibizione riscontrate in letteratura, per valutare eventuali effetti inibenti sulla digestione anaerobica. Dai dati risulta che le diluizioni previste nello schema di processo dell'impianto di Salvatronda sono sufficienti per garantire concentrazioni in ingresso alla digestione inferiori alle soglie di inibizione dei vari contaminanti. È stata inoltre condotta una prova respirometrica sul fango in uscita dall'idrolisi termica per valutare il frazionamento dell'azoto disciolto. Dai risultati delle analisi sperimentali si evince che il carico di azoto solubile non biodegradabile, che non può essere rimosso dai processi biologici, è comunque trascurabile. Sui campioni in ingresso e in uscita dalla termoidrolisi sono state effettuate delle prove per valutare la potenziale produzione di biogas e gli incrementi di resa attesi. Si riscontra un aumento della produzione totale di metano di circa il 15%, con picchi di produzione di biogas specialmente nelle fasi iniziali, a dimostrazione che il processo di idrolisi termica agevola ed accelera la digestione anaerobica, permettendo quindi anche di ridurre i tempi di ritenzione del fango nei digestori. Una volta valutate le caratteristiche del fango termoidrolizzato, si è proceduto all'audit delle varie tecnologie da installare all'interno dell'impianto di trattamento. Per ogni unità da progettare sono state analizzate le diverse tecnologie applicabili e sono state confrontate le offerte tecnico-economiche ricevute dalle aziende fornitrici. Per ogni soluzione proposta sono stati valutati le efficienze prestazionali, la diffusione in piena scala delle tecnologie negli impianti di trattamento delle acque reflue, i consumi e i costi, per offrire un supporto alle scelte decisionali della società Alto Trevigiano Servizi. In linea acque è stata studiata l'ipotesi di inserire l'unità di filtrazione a supporto o in sostituzione dei sedimentatori primari. In linea fanghi è stata analizzata la configurazione di processo che prevede l'inserimento del processo di idrolisi termica come pretrattamento alla digestione anaerobica. Sugli schemi di processo proposti è stato inoltre valutato l'inserimento di

altre operazioni unitarie per l'ottimizzazione della linea fanghi, come l'essiccamento termico, la flottazione ad aria disciolta del surnatante dalla disidratazione e l'unità per il recupero del fosforo. Inoltre, sono state esaminate diverse tecnologie per il sistema di trattamento odori da inserire nell'impianto. Una volta esaminate le soluzioni proposte, è stato condotto un audit energetico dell'intero impianto integrato con le nuove tecnologie. I consumi elettrici sono stati valutati a partire dalle potenze assorbite dalle varie componenti elettromeccaniche e considerando le ore di funzionamento giornaliere previste in impianto per ogni unità. I consumi termici sono stati calcolati per le operazioni che richiedono il riscaldamento dei fanghi, come il fermentatore e i digestori anaerobici, e per soddisfare il fabbisogno termico delle caldaie del reattore di termoidrolisi e dell'essiccatore. Nel bilancio sono stati inseriti anche i recuperi energetici ottenibili mediante gli scambiatori di calore posizionati lungo lo schema di processo della linea fanghi e l'energia elettrica e termica ricavabile dal biogas prodotto in digestione anaerobica. Sono state analizzate diverse configurazioni di processo, in base alle condizioni ambientali e all'ipotesi di inserimento di un'unità di cogenerazione per la produzione di energia elettrica e termica mediante la valorizzazione del biogas. Dai risultati ottenuti si evince che la configurazione di processo per l'impianto di Salvatronda che garantisce più recuperi e che permette il maggior risparmio energetico è quella che prevede l'integrazione della linea fanghi con il reattore di termoidrolisi, la digestione anaerobica e la valorizzazione di tutto il biogas prodotto da parte di un sistema di cogenerazione. L'inserimento dell'impianto di cogenerazione permette di produrre 9.432 kWh/d di energia elettrica e 10.342 kWh/d di energia termica dalla valorizzazione dei 25.104 kWh/d di biogas prodotti dalla digestione anaerobica, consentendo risparmi sul fabbisogno elettrico di oltre il 41 % e sui costi energetici globali dell'impianto di circa il 30 % rispetto alla configurazione senza cogenerazione.

## 6. Bibliografia e sitografia

Mohammad Abu-Orf et al., 2012; M. Lema, Suarez S., 2017; Hartwig P., 2017 (IWAMA).

<http://aeris.es>.

<https://agua.org.mx/hacia-la-auto-suficiencia-energetica-de-las-plantas-de-depuracion-con-aqualysis-hidrolisis-termica-en-continuo>.

<http://www.aquamagazine.net/hemeroteca/aquamagazine4en/universidad.html>.

Astals, S., Peces, M., Batstone, D.J., Jensen, P.D., Tait, S., Characterising and modelling free ammonia and ammonium inhibition in anaerobic systems, Water Research (2018), doi: 10.1016/j.watres.2018.06.021.

<https://www.aqualysis.nl>.

Barber W.P.F., 2016. Thermal hydrolysis for sewage treatment: A critical review. Elsevier Ltd.

<http://www.brianzacque.it/servizi-depurazione-monza.html>.

<https://www.cambi.com>.

<https://cnp-tec.us/airprex>.

<https://cnp-tec.us/pondus>.

Ding, H.H., Chang, S., Liu, Y., Biological hydrolysis pretreatment on secondary sludge: enhancement of anaerobic digestion and mechanism study, Bioresource Technology (2017), doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2017.08.064>.

Jason Dwyer, Daniel Starrenburg, Stephan Tait, Keith Barr, Damien J. Batstone, Paul Lant, 2018. Decreasing activated sludge thermal hydrolysis temperature reduces product colour, without decreasing degradability. Elsevier Ltd.

<http://www.enerwater.eu>.

ENERWATER, 2015. Standard method and online tool for assessing and improving the energy efficiency of waste water treatment plants.

<https://www.eliquo-we.com/en/lysotherm.html>.

Gherghel A., Teodosiu C., De Gisi S., 2019. A review on wastewater sludge valorisation and its challenges in the context of circular economy. Elsevier Ltd.

<https://www.grinp.com/newsite>.

<https://www.haarslev.com>.

Han et al., 2017. Influence of thermal hydrolysis pretreatment on organic transformation characteristics of high solid anaerobic digestion.

Marcin Hołub, Ronny Brandenburg, Helge Grosch, Stefan Weinmann, Bernd Hansel, 2014. Plasma Supported Odour Removal from Waste Air in Water Treatment Plants: An Industrial Case Study. Taiwan Association for Aerosol Research.

<https://www.huber.de>.

Zeb Iftikhar, Ma Jingwei, Mehboob Farrakh, Gopi Krishna Kafle, Bilal Ahmad Zafar Amin, Rashid Nazir, Pius Ndegwa, Craig Frear, Kinetic and microbial analysis of methane production from dairy wastewater anaerobic digester under ammonia and salinity stresses, *Journal of Cleaner Production* (2019), doi: 10.1016/j.jclepro.2019.01.295.

Gokce Kor-Bicakci, Cigdem Eskicioglu, 2019. Recent developments on thermal municipal sludge pretreatment technologies for enhanced anaerobic digestion. Elsevier Ltd.

Lema & Suarez (2017), Brinkmann (2016), Hey (2016), Rusten & Ødegaard (2006), Johnson (2014), DWA BIZ 11.4 (2008), Libhaber & Jaramillo (2012), Väänänen et al. (2016), Franchi & Santoro (2015), Kim (2015), Johnson (2014), Bratby (1982), Ødegaard (2001), POWERSTEP data.

Xiao Liu, Wei Wang, Xingbao Gao, Yingjun Zhou, Renjie Shen, 2011. Effect of thermal pretreatment on the physical and chemical properties of municipal biomass waste. Elsevier Ltd.

<http://www.starcomm.it/Files/123963/NTP.pdf>.

Stefano Longo, Benedetto Mirko D'Antoni, Michael Bongards, Antonio Chaparro, Andreas Cronrath, Francesco Fatone, Juan M. Lema, Miguel Mauricio-Iglesias, Ana Soares, Almudena Hospido, 2016.

Monitoring and diagnosis of energy consumption in wastewater treatment plants. A state of the art and proposals for improvement. Elsevier Ltd.

S. Longo, M. Mauricio-Iglesias, Soares, P. Campo, F. Fatone, A.L. Eusebi, E. Akkersdijk, L. Stefani, A. Hospido, 2019. ENERWATER – A standard method for assessing and improving the energy efficiency of wastewater treatment plants. Elsevier Ltd.

Lu Y., Liaquat R., Astals S., Jensen P.D., Batstone D.J., Tait S., 2018. Relationship between microbial community, operational factors and ammonia inhibition resilience in anaerobic digesters at low and moderate ammonia background concentrations. Elsevier Ltd.

Metcalf & Eddy, 2014. Wastewater engineering: treatment and resource recovery, fifth edition. McGraw-Hill Education.

J. A. Müller, L. Günther, T. Dockhorn, N. Dichtl, L.-C. Phan, I. Urban, D. Weichgrebe, K.-H. Rosenwinkel, N. Bayerle. Nutrient Recycling from Sewage Sludge using the Seaborne Process.

<http://www.newlisi.com/it>.

Jenni Nieminen, 2010. Phosphorus recovery and recycling from municipal wastewater sludge.

<https://www.nordicwater.com>.

<http://www.nuresys.be>.

<http://www.ohiowea.org>.

<https://ostara.com>.

Deborah Panepinto, Silvia Fiore, Mariantonia Zappone, Giuseppe Genon, Lorenza Meucci, 2015. Evaluation of the energy efficiency of a large wastewater treatment plant in Italy. Elsevier Ltd.

Pavan Chiara, La bonifica dell'aria: stato dell'arte e prospettive future.

Prabesh KC, 2018. New opportunities of nutrient recycling in water services. Julkaisija – Publisher Häme University of Applied Sciences (HAMK).

<https://www.royalhaskoningdhv.com/crystalactor>.



<https://www.salsnes-filter.com>.

Sapkaite I., Barrado E., Fdz-Polanco F., Perez-Elvira S.I., 2017. Optimization of a thermal hydrolysis process for sludge pre-treatment. Elsevier Ltd.

Robert Schmidt, Rabea-Luisa Schubert, 2015. Compendium of best practices for advanced primary treatment. Powerstep.

<https://suelzle-klein.de/en>.

<https://sustec.nl>.

[www.tacwa.org](http://www.tacwa.org).

<http://tech4plus.com>.

Urrea José L., Collado Sergio, Laca Amanda, Díaz Mario, 2014. Rheological behaviour of activated sludge treated by thermal hydrolysis. Elsevier Ltd.

<https://www.veolia.com>.

<http://www.veoliawaterst.it>.

Williams T.O., Burrowes P. Thermal hydrolysis offerings and performance. European Biosolids and Organic Resources Conference.

Orhan Yenigün, Burak Demirel, 2013. Ammonia inhibition in anaerobic digestion: A review. Elsevier Ltd.

Seong Yeob Jeong, Soon Woong Chang, Huu Hao Ngo, Wenshan Guo, Long D. Nghiem, J. Rajesh Banu, Byong-Hun Jeon, Dinh Duc Nguyen, 2018. Influence of thermal hydrolysis pretreatment on physicochemical properties and anaerobic biodegradability of waste activated sludge with different solids content. Elsevier Ltd.

Qi Zhang, Siegfried E. Vlaeminck, Christine DeBarbadillo, Chunyang Su, Ahmed Al-Omari, Bernhard Wett, Thomas Pümpel, Andrew Shaw, Kartik Chandran, Sudhir Murthy, Haydee De Clippeleir, 2018. Supernatant organics from anaerobic digestion after thermal hydrolysis cause direct and/or diffusional activity loss for nitrification and anammox. Elsevier Ltd.