Comune

GENOVA

Provincia

GENOVA

Titolo del progetto

REALIZZAZIONE DEL NUOVO IMPIANTO DI DEPURAZIONE AREA CENTRALE DI GENOVA - D.A.C.

Livello di progettazione	Settore di business	Disciplina
D - DEFINITIVO	I2 - DEPURAZIONE	IMP - IMPIANTI

Numero	Titolo	Scala
RT - 002	RELAZIONE TECNICA DI PROCESSO E DI CALCOLO DEGLI IMPIANTI	

ID Progetto	Titolo sintetico (nome file di stampa)	Codifica WBS
2016GESI0025-00	2016GESI0025-00-D-I2-IMP-RT-002-00.pdf	C10I2-L058-01-0004

Rev.	Data	Descrizione	Redatto	Controllato	Approvato
00	Dicembre 2017	Emissione	AS	CP	CC

Redatto:

ing. Angelo Schiavone - LS

Verificato:

ing. Cosimo Parabita - IRETI

Approvato:

ing. Claudio Casale - IRETI

Funzione Ingegneria e Realizzazioni
IRETI.S.p.A - Società con socio unico IREN S.p.A
Sottoposta a direzione e coordinamento di IREN S.p.A
Sede legale : S.P. 95 per Castelnuovo Scrivia - 15057 Tortona (AL)
cod.fisc e P.IVA n° 01791490343 pec:ireti@pec.ireti.it

LS INGEGNERIA s.r.l.s
Via Dante Alighieri n.11
74015 Martina Franca (TA)
lsingegneria@pec.it
C.fisc.-P.Iva 03000270735

PROGETTISTA :

Ing. Angelo Schiavone iscritto all'ordine degli ingegneri di Torino con n. 4310

ORDINE DEGLI INGEGNERI DELLA PROVINCIA DI TORINO
Ing. ANGELO SCHIAVONE n. 4310

INDICE

1. PREMESSA 2

2. GENERALITÀ E REQUISITI TECNICI E PRESTAZIONALI DELLE NUOVE OPERE 3

2.1. I CARICHI DI PROGETTO 4

2.1.1. I carichi della linea acque 4

2.1.2. I carichi della linea fanghi 6

2.2. QUALITÀ DEGLI EFFLUENTI DEL NUOVO IMPIANTO 7

3. LA FILIERA DI TRATTAMENTO DEL NUOVO D.A.C. 9

4. CALCOLI E VERIFICHE DI PROCESSO 11

4.1. CALCOLI E VERIFICHE RELATIVI ALLA LINEA ACQUE 11

4.1.1. L'arrivo dei liquami ed il by-pass generale dell'impianto 11

4.1.2. I pretrattamenti 12

4.1.3. Lo sfioro dei sovrafflussi idraulici 16

4.1.4. L'immissione delle acque di drenaggio della linea fanghi 16

4.1.5. Il trattamento primario 18

4.1.6. Il trattamento biologico MBR 21

4.1.7. Verifiche del comparto biologico 31

4.1.8. Il rilancio dell'effluente allo scarico 40

4.2. CALCOLI E VERIFICHE RELATIVI ALLA LINEA FANGHI 41

4.2.1. L'arrivo dei fanghi 41

4.2.2. Le vasche di contatto 41

4.2.3. Determinazione del consumo di cloruro ferrico per la precipitazione chimica dello zolfo43

4.2.4. Il preispessimento dinamico 44

4.2.5. La digestione anaerobica dei fanghi 46

4.2.6. Le apparecchiature e le sezioni ausiliarie della digestione anaerobica 49

4.2.7. La verifica del processo di digestione anaerobica 50

4.2.8. La futura implementazione di un sistema di idrolisi termica 56

4.2.9. I sistemi di trattamento del biogas 59

4.2.10. Il sistema di produzione di energia elettrica e calore 60

4.2.11. L'accumulo del biogas 61

4.2.12. La torcia per la combustione di emergenza del biogas 62

4.2.13. La disidratazione meccanica dei fanghi 62

4.2.14. L'accumulo del fango disidratato 65

4.2.15. La produzione di dreni della linea fanghi 65

4.3. LO SMALTIMENTO DELLE ACQUE METEORICHE 67

4.4. IL SISTEMA DI TRATTAMENTO DELLE EMISSIONI ODORIGENE 67

4.5. LA PRODUZIONE DI ACQUA TECNICA 69

4.6. GLI IMPIANTI DI SERVIZIO 70

4.7. STIMA DEI CONSUMI ENERGETICI DELL'IMPIANTO 70

5. CALCOLI IDRAULICI 72

6. APPENDICE: QUALITA' REFLUI TRATTATI DALL'ESISTENTE IMPIANTO DI VALPOLCEVERA 73

1. PREMESSA

La presente Relazione espone nel dettaglio i principi di dimensionamento ed i risultati di calcolo che soggiacciono alle scelte progettuali inerenti alla realizzazione del futuro depuratore dell'Area Centrale della città di Genova (nel seguito, D.A.C.).

Il D.A.C. sarà costituito da una linea di trattamento delle acque reflue e da una linea di trattamento dei fanghi di depurazione: la prima è progettata per ricevere i liquami attualmente conferiti all'impianto di Valpolcevera, prevedendo un'adeguata potenzialità residua che tenga conto dell'eventuale allacciamento di ulteriori tratti della rete fognaria urbana; la linea fanghi, oltre ai fanghi prodotti dalla linea acque dello stesso D.A.C., vedrà l'afflusso di quelli dell'impianto di Volpara (attualmente dedicato al trattamento dei fanghi generati dal sito di Punta Vagno) e di quelli dei depuratori di Darsena e Sestri Ponente.

Accanto alle condizioni operative di breve periodo, saranno quindi analizzati gli scenari di funzionamento definitivi, dimensionando i reparti affinché possano ricevere i massimi carichi contaminanti in ingresso o, comunque, risultino facilmente potenziabili allo scopo.

2. GENERALITÀ E REQUISITI TECNICI E PRESTAZIONALI DELLE NUOVE OPERE

Come già anticipato, l'impianto in progetto sarà composto da una linea acque e da una linea fanghi che dovranno ricevere rispettivamente i reflui del bacino di Valpolcevera ed i fanghi generati dai principali depuratori cittadini (Valpolcevera, Darsena, Punta Vagno e Sestri Ponente). In questo modo, al completamento degli interventi suddetti sarà possibile procedere alla dismissione dello stesso impianto di Valpolcevera e delle linee fanghi degli altri siti di trattamento. I principali requisiti tecnici da considerare nella progettazione delle nuove opere possono così riassumersi:

per la linea acque:

- le sezioni impiantistiche dovranno essere dimensionate per assicurare la depurazione di tutti i reflui in arrivo dalla fognatura, in tempo asciutto ed in tempo di pioggia, tenendo conto anche di possibili evoluzioni della demografia locale;
- lo scarico dovrà rispettare i limiti prescritti per il recapito in acque superficiali dei reflui trattati;
- si dovrà prevedere la possibilità di recuperare una quota dell'effluente liquido depurato ai fini della produzione di acqua tecnica utile al processo;

per la linea fanghi:

- si dovrà garantire il ricevimento di tutti i fanghi generati dal sistema fognario-depurativo cittadino, assicurandone nel contempo un elevato grado di stabilizzazione, con drastica riduzione delle componenti biodegradabili e, contestualmente, della putrescibilità;
- si dovrà perseguire la minimizzazione della quantità di fanghi da smaltire in discarica, attraverso l'abbattimento di una consistente aliquota della frazione volatile del flusso di materia alimentato al trattamento e la riduzione del contenuto di acqua dello stesso;
- si dovrà ottenere la valorizzazione energetica dei fanghi con la massimizzazione della produzione di biogas utile alla generazione di energia elettrica e termica per il parziale autosostentamento energetico dell'impianto;

in generale:

- gli effluenti solidi, liquidi ed aeriformi dovranno risultare conformi alle normative vigenti e si dovranno minimizzare i possibili impatti sulla popolazione con l'adozione delle tecnologie e degli accorgimenti costruttivi più moderni ed efficienti oggi disponibili;
- la scelta delle soluzioni tecnologiche utili al raggiungimento degli obiettivi sin qui esposti dovrà necessariamente tenere conto della ridotta estensione dell'area disponibile per la costruzione delle nuove opere. In quest'ottica saranno privilegiate installazioni compatte ed il lay-out dell'impianto sarà studiato pianificando già in questa sede gli eventuali futuri potenziamenti.

Ciò premesso, nei successivi paragrafi saranno quantificati in primo luogo i flussi di materia in ingresso all'impianto e gli obiettivi di qualità per gli effluenti.

2.1. I CARICHI DI PROGETTO

I dati a base della presente progettazione sono stati ricavati a partire da indicazioni di letteratura e dalle risultanze del monitoraggio pluriennale condotto da IRETI relativamente ai carichi inquinanti trattati sui vari impianti ed ai quantitativi di fanghi prodotti da questi ultimi.

2.1.1. I carichi della linea acque

Per la linea acque, è stato considerato in primo luogo l'apporto dei reflui fognari attualmente convogliati all'impianto di Valpolcevera (di cui si prevede la dismissione una volta completato il D.A.C.): sulla scorta dei dati disponibili, il carico inquinante in esame è stato quantificato in circa 160'000÷180'000 A.E..

Tale dato è stato tuttavia elevato in questa sede a 250'000 A.E. affinché le nuove opere possano far fronte ad eventuali variazioni dell'assetto dell'infrastruttura fognaria (con collettamento al D.A.C. di ulteriori reflui derivanti da sottobacini attualmente non allacciati all'impianto di Valpolcevera[1]).

Nel valore progettuale di 250'000 A.E. sopra indicato, è compreso anche il contributo dell'effluente del trattamento del percolato della discarica di Scarpino (immesso in fognatura con caratteristiche conformi alla tabella 3 dell'Allegato V alla Parte III del D.Lgs. 152/06).

I carichi inquinanti ed idraulici relativi agli apporti della Val Polcevera, riferiti in questo caso ad una situazione di esercizio futura, sono stati calcolati sulla base dei normali parametri di letteratura.

Per quel che concerne le portate idrauliche, si assume che la massima portata che potrà essere ricevuta all'impianto in tempo di pioggia risulti pari al quintuplo di quella media di tempo secco (5 Qm). Tale massima portata sarà sottoposta agli ordinari pretrattamenti meccanici a valle dei quali solamente una frazione di refluo non superiore al triplo della portata media di tempo asciutto (3 Qm) sarà alimentata ai successivi trattamenti primari e biologici. Il volume liquido in eccesso sarà scolmato grazie ad un apposito sfioratore che ne permetterà il diretto invio allo scarico.

Preme sottolineare che, in tempo di pioggia, per eventi meteorici determinanti l'afflusso di portate superiori a 3 Qm, si fa l'ipotesi che i carichi inquinanti si mantengano sostanzialmente pari a quelli di tempo asciutto e che agli stessi si possa applicare un fattore di diluizione corrispondente al rapporto tra la portata di pioggia e quella media di tempo secco. Le concentrazioni del refluo in tempo di pioggia saranno pertanto ridotte del medesimo fattore rispetto a quelle di tempo asciutto.

[1] Si potrà, per esempio, valutare la possibilità di trattare presso il nuovo impianto i bottini delle navi.

La seguente tabella riassume i dati posti a base della progettazione della linea acque.

Parametro (ingresso all'impianto)	**U.d.m.**	**Valore**
Carico equivalente (su base BOD_5)	**A.E.**	**250'000**
Portata media	m^3/d	51'680
	m^3/h	2'153
Portata di punta nera	m^3/h	4'306
Portata massima in tempo di pioggia	m^3/h	10'767
Carico medio di COD influente	kg/d	30'000
Concentrazione media di COD influente	mg/l	580,5
Carico medio di BOD_5 influente	kg/d	15'000
Concentrazione media di BOD_5 influente	mg/l	290,2
Carico medio di SST	kg/d	20'000
Concentrazione media di SST influente	mg/l	387,0
Carico medio di N-NH_4 influente	kg/d	1'800
Concentrazione media di N-NH_4 influente	mg/l	34,8
Carico medio di TKN influente	kg/d	3'000
Concentrazione media di TKN influente	mg/l	58,0
Carico medio di P_{tot} influente	kg/d	500
Concentrazione media di P_{tot} influente	mg/l	9,7
Carico medio di cloruri influente	kg/d	18'088
Concentrazione media di cloruri influente	mg/l	350,0

I valori sopra riportati costituiscono i dati di progetto che saranno assunti per il dimensionamento della linea acque. Occorre poi tenere conto dell'ulteriore contributo di carico contaminante costituito dalle acque di drenaggio della linea fanghi: queste ultime saranno alimentate alla linea acque a valle dello sfioro per la limitazione delle portate ammesse al trattamento biologico precedentemente citato (così da evitare l'accidentale convogliamento al recapito finale di acque fortemente inquinate come quelle in esame). L'entità e la composizione delle suddette acque di drenaggio sarà dettagliatamente quantificata nel seguito.

Per quanto riguarda le concentrazioni di TKN e, in particolare, di azoto ammoniacale nei reflui in ingresso all'impianto, il valore assunto a base del dimensionamento tiene conto del diverso scenario che si prospetta per il carico inquinante affluente al D.A.C. rispetto a quello attualmente conferito all'impianto di Valpolcevera. La tabella di sintesi allegata (cfr. Appendice) riporta le concentrazioni del refluo grezzo trattato da quest'ultimo, desunte dalle dichiarazioni periodiche del Gestore alla Regione Liguria. La concentrazione di N-NH_4, indicata in 75 mg/l, rappresenta un valore medio che tiene conto dell'apporto del percolato della discarica di Scarpino, scaricato in fognatura con concentrazioni di 500 mg/l di N-NH_4. Dato che la realizzazione dell'impianto di pretrattamento del percolato presso la discarica produrrà un refluo conforme alla tab. 3 dell'allegato V alla Parte III del D.Lgs. 152/2006, i valori assunti a base del progetto, pur adeguatamente cautelativi, possono essere ritenuti più aderenti alle prevedibili condizioni di esercizio future. Il contributo del percolato della discarica di Scarpino può quindi essere considerato come scarico da attività produttiva in fognatura. In ogni caso, il dimensionamento dell'impianto ha tenuto conto anche di punte di carico di TKN.

2.1.2. I carichi della linea fanghi

Per quanto riguarda la linea fanghi, essa dovrà trattare l'intera produzione di fanghi associata ai depuratori cittadini esistenti (Valpolcevera, Punta Vagno, Darsena e Sestri Ponente). In tal caso, si può fare utilmente riferimento alle elaborazioni del Gestore (basate su dati analitici integrati da indicazioni di letteratura), non essendo previsti incrementi significativi del quantitativo globale di fanghi rispetto alla situazione attuale: eventuali riorganizzazioni della rete fognaria o spostamenti interni della popolazione non altereranno infatti la produzione complessiva.

Ciò premesso, le odierne produzioni di fanghi (riportate nella seguente tabella e disaggregate rispetto ai diversi bacini di utenza) costituiscono la base per la progettazione della pertinente linea di trattamento del D.A.C..

IMPIANTO	Carico		Concentrazione fango	Portata
	[kgSST/d]	[tSST/y]	[%]	[m^3/d]
Valpolcevera	17'280	6'307	1%	1'728
Punta Vagno	14'400	5'256	1%	1'440
Darsena	7'920	2'891	1%	792
Sestri Ponente	3'600	1'314	1%	360
TOTALE	43'200	15'768	-	4'320

Con un modesto arrotondamento a favore di sicurezza si possono ottenere i valori seguenti: essi saranno utilizzati nei successivi calcoli di dimensionamento e verifica delle sezioni impiantistiche.

IMPIANTO	Carico		Concentrazione fango	Portata
	[kgSST/d]	[tSST/y]	[%]	[m^3/d]
Valpolcevera	18'000	6'570	1%	1'800
Punta Vagno	15'000	5'475	1%	1'500
Darsena	8'250	3'011	1%	825
Sestri Ponente	3'750	1'369	1%	375
TOTALE	45'000	16'425	-	4'500

Nella definizione dell'impostazione generale dei nuovi reparti di trattamento si è inoltre tenuto conto del possibile futuro conferimento all'impianto di ulteriori quantitativi di fanghi (per effetto di potenziamenti delle linee acque dei depuratori cittadini o dell'apporto dei fanghi prodotti presso altri siti, diversi da quelli già considerati).

In quest'ottica, benché l'impianto venga in primo luogo dimensionato per ricevere 45'000 kg SST/d, il lay-out dello stesso è stato concepito in modo tale da consentire futuri incrementi della potenzialità di trattamento.

2.2. QUALITÀ DEGLI EFFLUENTI DEL NUOVO IMPIANTO

L'impianto produrrà effluenti liquidi, solidi ed aeriformi. I primi sono rappresentati dai reflui e dai dreni in ingresso alla linea acque e da questa depurati in vista del recapito finale in acque superficiali o di un parziale riutilizzo della risorsa idrica. In quest'ottica, lo scarico della linea acque dovrà in generale rispettare i limiti stabiliti nelle Tabelle 1 e 3 dell'Allegato V alla Parte III del D.Lgs 152/06 (recapito in acque superficiali), di seguito sinteticamente riassunti:

Parametro	Concentrazione limite [mg/l]	Riduzione (%)	Tab. rif. (D. Lgs 152/06)
BOD_5	≤ 25	80	TAB 1
COD	≤ 125	75	TAB 1
SST	≤ 35	90	TAB 1
Azoto ammoniacale (NH_4^+)	≤ 15	-	TAB 3
Azoto nitrico (N)	≤ 20	-	TAB 3
Fosforo totale	≤ 10	-	TAB 3
E. coli	5000 UFC/100 ml	-	All. 5

Per quel che riguarda l'aliquota di refluo da destinare ad un eventuale riutilizzo a fini tecnici od antincendio all'interno del D.A.C., per molte applicazioni (pretrattamento fanghi, disidratazione, etc.) sarà in generale sufficiente che essa risulti conforme ai limiti suddetti.

Come si vedrà meglio nel seguito, l'impianto è stato tuttavia progettato (in termini di volumetrie dei comparti, dotazioni elettromeccaniche e flessibilità operativa) affinché con opportune modalità gestionali, almeno un'aliquota o la totalità del refluo depurato (a seconda delle effettive condizioni di alimentazione) presenti una qualità conforme ai requisiti stabiliti dal D.M. 185/03[2].

[2] Fa eccezione il contenuto di cloruri, relativamente elevato nel refluo grezzo, su cui i trattamenti previsti in progetto non hanno effetto. Qualora in futuro se ne ravvisasse la necessità, si potrà comunque provvedere all'installazione di specifiche unità impiantistiche (per esempio, sistemi di nanofiltrazione) per abbattere i cloruri almeno su una frazione dell'effluente depurato.

Parametro	Concentrazione limite [mg/l]
BOD_5	≤ 20
COD	≤ 100
SST	≤ 10
Azoto ammoniacale (NH_4^+)	≤ 2
Azoto nitrico (N)	-
Azoto totale (N)	≤ 15
Fosforo totale	≤ 2
E. coli	10* UFC/100 ml - 100** UFC/100 ml
* 80% dei campioni; ** valore puntuale massimo	

Una più elevata qualità dell'effluente rispetto a quanto strettamente richiesto dalla disciplina per lo scarico in acque superficiali risulta comunque opportuna sia nell'ottica di una minimizzazione dell'impatto ambientale sia per assicurare condizioni ottimali di funzionamento per la particolare tecnologia adottata per il trattamento secondario della linea acque (ossidazione biologica seguita da ultrafiltrazione a membrane[3]).

Per quel che concerne i fanghi stabilizzati e disidratati e gli altri materiali solidi (sabbie, grigliati, etc.) essi saranno smaltiti conformemente alla vigente disciplina relativa ai rifiuti.

Il trattamento dei fanghi dovrà inoltre consentire sia un elevato grado di stabilizzazione (con riduzione della putrescibilità) sia la massima valorizzazione sotto il profilo energetico degli stessi, incrementando la produzione di biogas che potrà essere utilmente sfruttato per la cogenerazione di energia elettrica e calore.

Le emissioni gassose sono invece rappresentate dall'aria esausta dei locali tecnici e dei serbatoi contenenti liquami e fanghi oltre che dai fumi dei sistemi di riscaldamento dei reattori e di cogenerazione.

La qualità dei suddetti effluenti è disciplinata in generale dal D.Lgs 152/06 e s.m.i. che costituisce il principale riferimento per la presente progettazione, accanto alle normative regionali e locali ed agli strumenti di pianificazione territoriale ed ambientale specificatamente applicabili.

Laddove per alcuni aspetti (emissioni odorigene in primis) non siano forniti valori limite per il contesto tecnologico ed ambientale in esame, si è fatto riferimento alle norme vigenti in altre Regioni (si veda per maggiori dettagli la Relazione Generale).

[3] Un regolare ed efficiente esercizio delle membrane di ultrafiltrazione richiede che il trattamento biologico sia progettato per garantire, in ingresso alle membrane stesse, ridotte concentrazioni di BOD_5 e NH_4^+. Ciò si traduce nell'assicurare un minimo tempo di residenza cellulare alle biomasse impiegate nel processo depurativo e, quindi, nel disporre di un corrispondente volume di reazione.

3. LA FILIERA DI TRATTAMENTO DEL NUOVO D.A.C.

Sulla base dei carichi inquinanti ed idraulici di progetto, è stata individuata una filiera di trattamento delle linee acque e fanghi in grado di garantire gli obiettivi prestazionali individuati al paragrafo precedente. Tale filiera di trattamento risulta così articolata:

linea acque:

- arrivo dei liquami (reflui del bacino di Valpolcevera);
- pretrattamenti (grigliatura, dissabbiatura, disoleazione);
- sfioro dei sovrafflussi idraulici in tempo di pioggia (diversione verso lo scarico dei volumi idrici eccedenti il triplo della portata media di tempo secco);
- immissione delle acque di drenaggio della linea fanghi;
- trattamento primario mediante filtri rotativi a tela (RBF);
- trattamento biologico MBR (reattori a biomassa sospesa per l'ossidazione del substrato carbonioso e per la rimozione biologica dell'azoto seguiti da una sezione di ultrafiltrazione a membrane) con contestuale defosfatazione chimica (se necessaria);
- parziale accumulo dell'effluente depurato (per il riutilizzo o le operazioni di controlavaggio delle membrane) o convogliamento dello stesso alla vasca di alimentazione delle condotte di scarico;
- rilancio al recapito finale (mare o torrente Polcevera).

linea fanghi:

- arrivo dei fanghi (generati dalla linea acque sopra descritta o conferiti dagli altri impianti di depurazione cittadini mediante fangodotti);
- vasche di contatto, per l'eventuale dosaggio di idrossido di sodio e di cloruro ferrico, utili rispettivamente alla regolazione del pH ed al contrasto alla formazione di acido solfidrico nel successivo processo di stabilizzazione anaerobica;
- preispessimento dinamico;
- digestione anaerobica dei fanghi con ricircolo interno, predisposta per l'eventuale inserimento futuro di ulteriori apparati per l'implementazione di sistemi di stabilizzazione avanzata (idrolisi termica). Il comparto sarà dotato dei necessari sistemi di riscaldamento;
- sistemi di pretrattamento del biogas;
- sistemi di produzione di energia elettrica e calore mediante la combustione del biogas;
- accumulo del biogas prodotto dalla digestione anaerobica all'interno di un apposito gasometro;
- torcia per la combustione del biogas non utilizzato (in caso di fermo straordinario dei sistemi di cogenerazione e riscaldamento);
- disidratazione meccanica dei fanghi per mezzo di estrattori centrifughi;
- accumulo del fango disidratato;

linea aria esausta:

- sistema di trattamento delle emissioni odorigene della linea acque e della linea fanghi per mezzo di appositi scrubber a secco.

Ai fini dell'alimentazione elettrica dell'impianto, sarà realizzata una cabina di trasformazione. Inoltre, alcuni reparti di trattamento saranno ospitati all'interno di appositi edifici tecnici. Il depuratore sarà inoltre provvisto di tutti i servomezzi necessari al corretto esercizio.

4. CALCOLI E VERIFICHE DI PROCESSO

Nei successivi paragrafi saranno analizzati nel dettaglio i singoli reparti impiantistici, illustrando le verifiche di processo che hanno condotto al dimensionamento degli stessi. Si fa in generale riferimento alla situazione di esercizio definitiva dell'impianto (ricevimento dei massimi carichi di reflui e fanghi). Laddove ritenuti significativi, saranno tuttavia riportati anche i calcoli inerenti a situazioni gestionali transitorie.

4.1. CALCOLI E VERIFICHE RELATIVI ALLA LINEA ACQUE

4.1.1. L'arrivo dei liquami ed il by-pass generale dell'impianto

Come già detto, la linea acque del nuovo impianto D.A.C. tratterà i reflui generati dal bacino della Val Polcevera, attualmente conferiti all'omonimo impianto di Cornigliano (di cui si prevede la dismissione). I reflui saranno addotti all'impianto attraverso diversi sollevamenti fognari (tra cui quello che sarà realizzato presso l'odierno sito di Valpolcevera) alimentanti una condotta in pressione che emergerà all'interno del locale tecnico destinato ai pretrattamenti (si veda il successivo paragrafo). Come anticipato, le caratteristiche del liquame in ingresso alla linea acque, sotto il profilo quantitativo e qualitativo, sono state così ipotizzate:

Parametro (ingresso all'impianto)	**U.d.m.**	**Valore**
Carico equivalente (su base BOD_5)	**A.E.**	**250'000**
Portata media	m^3/d	51'680
	m^3/h	2'153
Portata di punta nera	m^3/h	4'306
Portata massima in tempo di pioggia	m^3/h	10'767
Carico medio di COD influente	kg/d	30'000
Concentrazione media di COD influente	mg/l	580,5
Carico medio di BOD_5 influente	kg/d	15'000
Concentrazione media di BOD_5 influente	mg/l	290,2
Carico medio di SST	kg/d	20'000
Concentrazione media di SST influente	mg/l	387,0
Carico medio di $N\text{-}NH_4$ influente	kg/d	1'800
Concentrazione media di $N\text{-}NH_4$ influente	mg/l	34,8
Carico medio di $N\text{-}NO_3$ influente	kg/d	50,4
Concentrazione media di $N\text{-}NO_3$ influente	mg/l	1,0
Carico medio di TKN influente	kg/d	3'000
Concentrazione media di TKN influente	mg/l	58,0
Carico medio di P_{tot} influente	kg/d	500
Concentrazione media di P_{tot} influente	mg/l	9,7
Carico medio di cloruri influente	kg/d	18'088
Concentrazione media di cloruri influente	mg/l	350,0

In tempo di pioggia, essendo la fognatura del bacino di alimentazione di tipo misto, si assume che possano giungere al depuratore portate massime pari al quintuplo della portata media di tempo secco (ovvero 10767 m^3/h) corrispondenti ad una diluizione di cinque volte del carico inquinante medio.

4.1.2. I pretrattamenti

I reflui sopra descritti saranno dapprima inviati ad una sezione di grigliatura composta da tre griglie a nastro forato operanti in parallelo, con luci filtranti circolari di diametro pari a 6 mm [4].

GRIGLIATURA (GR 101 A/B/C)

Parametro	U.d.m.	Valore
Tipologia	-	Nastro forato
Numero dispositivi	-	3
Luce filtrante	mm	6
Portata di progetto della singola griglia (totale)	m^3/h	3'589 (10'767)
Angolo di installazione	°	60
Larghezza canale	m	2,40
Profondità canale	m	2,15
Potenza installata (totale)	kW	3,7 (11,1)
Altezza d'acqua minima a valle della griglia (portata di progetto)	m	1,1
Perdita di carico alla portata di progetto	cm	30

Tali griglie saranno alloggiate all'interno del locale pretrattamenti, allo sbocco della condotta di adduzione. In particolare, esse saranno collocate al piano rialzato del suddetto locale tecnico così da mantenere un carico idraulico compatibile con i successivi trattamenti.

La sezione sarà dotata di un by-pass per consentire l'alimentazione dei liquami all'impianto anche in caso di fermo parziale o totale del reparto.

La produzione media di grigliato grezzo è stata quantificata in circa 2÷4 m^3/d, volumi che potranno essere pressoché dimezzati (circa 1÷2 m^3/d) con l'installazione di un compattatore con lavaggio del grigliato.

[4] La luce filtrante, superiore a quella normalmente raccomandata per le griglie a monte di reparti MBR, è stata selezionata tenuto conto della presenza della sezione di trattamento primario con RBF, caratterizzata da luci filtranti di ampiezza dell'ordine di 0,35 mm, in grado dunque di assicurare adeguata protezione alle membrane.

PRESSA CON LAVAGGIO DEL GRIGLIATO (COM 101)

Parametro	U.d.m.	Valore
Portata di progetto (grigliato)	m^3/h	1,5÷2,5
Portata massima di grigliato	m^3/h	4
Grado di compattazione del grigliato	%SS	35÷40
Riduzione media del peso del grigliato	%	50÷70
Potenza installata complessiva	kW	2,2

I canali a monte e a valle delle griglie saranno coperti al fine di contenere la diffusione di odori molesti all'interno del locale tecnico, garantendo un maggiore comfort ambientale agli operatori.

Il refluo grigliato sarà quindi alimentato alla sezione di dissabbiatura-disoleatura.

Essa sarà composta da quattro dissabbiatori-disoleatori longitudinali aerati provvisti dei necessari sistemi di insufflazione dell'aria e di raccolta delle sabbie e degli olii. Le seguenti tabelle riassumono i dati di dimensionamento dei manufatti e delle principali dotazioni elettromeccaniche.

COMPARTO DI DISSABBIATURA

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero di linee	-	4
Lunghezza interna bacini	m	15,8
Larghezza interna bacini	m	4,4
Profondità utile media bacini	m	4
Volume utile del singolo bacino	m^3	278,1
Superficie utile di sedimentazione del singolo bacino	m^2	69,5
Sezione trasversale del singolo bacino	m^2	17,6
Portata media di tempo secco in ingresso al comparto	m^3/h	2'153
Portata di punta in tempo secco in ingresso al comparto	m^3/h	4'306
Portata massima in ingresso al comparto ($5Q_m$)	m^3/h	10'767
Tempo di ritenzione alla portata di punta in tempo secco	min	15,5 (>10÷15)*
Tempo di ritenzione alla portata massima	min	6,2 (>4)*
Carico idraulico massimo	m/h	39 (<50)*
Velocità assiale massima	cm/s	4 (<10)*
Portata d'aria della singola linea	Nm^3/h	450 (@30°C, RH 70%)
Portata d'aria specifica (riferita al volume di vasca)	$Nm^3/h/m^3$	1,6 (1÷2)*

*Tra parentesi, sono riportati i valori dei diversi parametri consigliati dalla letteratura tecnica di settore.

COMPRESSORI AEREAZIONE DISSABBIATURA (BL 101 A/B)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	1+1R
Tipologia	-	Volumetrici a lobi
Modalità operativa	-	Aerazione continua
Portata d'aria massima singolo dispositivo	Nm^3/h	1'800 (@ 30°C RH 70%)
Pressione differenziale	mbar	550
Potenza nominale del motore	kW	55
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

RETE AERAZIONE DISSABBIATURA (DIF 101 A÷D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero bacini	-	4
Numero reti per bacino (totali)	-	1 (4)
Dimensioni utili del vano aerato	m	14,40 x 2,90 x 4,60 (h)
Tipologia diffusori	-	Tubolari a bolle grosse
Modalità operativa	-	Aerazione continua
Portata d'aria per singola rete	Nm^3/h	450 (@30°C, RH 70%)
Numero di diffusori per rete (totali)	-	20 (80)
Portata specifica di ciascun diffusore	$Nm^3/h/diff.$	22,5

SISTEMA RACCOLTA SABBIE ED OLII (RS 101 A÷D + SCH 101 A÷D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero linee	-	4
Lunghezza zona deposito sabbie (singola linea)	m	11,20
Larghezza zona deposito sabbie (singola linea)	m	2,90
Larghezza degli elementi raschianti	mm	400
Potenza installata del motore elettrico	kW	0,25
Numero schiumatori a galleggiante per linea (totali)	-	1 (4)
Larghezza zona di raccolta olii (singola linea)	m	1,2
Potenza installata del motore elettrico pompa surnatanti (singola linea)	kW	2,40
Portata pompa surnatanti (singola linea)	m^3/h	15
Prevalenza pompa surnatanti	m	20

POMPE DI ESTRAZIONE DELLE SABBIE (P 101 A÷D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi per bacino (totali)	-	1 (4)
Tipologia	-	Elettropompe centrifughe
Installazione	-	Sommerse
Tipologia fluido	-	Miscela acqua/sabbie
Portata di progetto del singolo dispositivo	m^3/h	28,8
Prevalenza (di cui geodetica)	m	2,5 (1,5)
Potenza nominale motore	kW	2,4
Avviamento	-	Diretto

Le sabbie estratte dai dissabbiatori saranno convogliate a due classificatori-lavatori con le seguenti caratteristiche:

CLASSIFICATORE SABBIE (CL 101 A/B)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	2
Portata di progetto	l/s	16
Grado di separazione sabbia con granulometria >0,2 mm	%	> 95
Contenuto organico della sabbia separata	%	< 3
Capacità di asporto sabbie	t/h	1
Potenza installata complessiva	kW	1,65

Per quanto attiene alla produzione di sabbie, essa può quantificarsi in circa 1 t/d o 365 t/anno (a valle della classificazione e del lavaggio). Gli oli e le altre sostanze flottanti raccolte dalla superficie dei dissabbiatori saranno convogliati ad un apposito serbatoio di accumulo dal quale potranno essere avviati allo smaltimento.

SERBATOIO ACCUMULO OLII (S 101)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero serbatoi di stoccaggio	-	1
Dimensioni del singolo serbatoio	m	2,2 (Φ) x 4,2 (h)
Volume utile del serbatoio	m^3	15,8

Anche in questo caso, l'intero comparto di dissabbiatura potrà essere messo fuori servizio grazie alla disponibilità di un canale di by-pass.

4.1.3. *Lo sfioro dei sovrafflussi idraulici*

Come già detto, in tempo di pioggia all'impianto potrà giungere una portata massima di 10'767 m^3/h, corrispondente al quintuplo della portata media di tempo secco. Di questo volume di refluo, non più di 6'460 m^3/h saranno ammessi ai successivi trattamenti. Il volume idrico eccedente tale quantità (fino a 4'307 m^3/h) sarà scolmato direttamente verso lo scarico. La suddetta diversione dei sovrafflussi idraulici sarà operata attraverso uno sfioratore collocato a valle della sezione di dissabbiatura. La regolazione della portata sfiorata sarà operata da un'apposita paratoia motorizzata installata sul canale di adduzione del refluo al successivo trattamento primario ed asservita alla misura delle portate in uscita dalla dissabbiatura e dallo scolmatore. Al crescere delle portate in arrivo, il progressivo abbassamento della paratoia determinerà un crescente rigurgito a monte della stessa con l'attivazione dello sfioratore e la derivazione dei volumi idrici in eccesso verso il bacino di alimentazione delle condotte di scarico.

Sempre a valle della dissabbiatura, sarà realizzato un collegamento idraulico con il comparto biologico così da potervi eventualmente derivare una portata massima pari a 6'460 m^3/h. Come si vedrà meglio nel seguito, nelle prime fasi di esercizio dell'impianto, ai fini del processo depurativo saranno sufficienti quattro delle cinque linee del comparto biologico. La quinta linea potrà quindi essere utilizzata come equalizzazione od accumulo di emergenza (in caso di interruzioni di servizio impreviste), garantendo l'invaso di refluo grigliato e dissabbiato per più di 1 h (alla portata media). I volumi di refluo eccedenti la portata massima convogliabile dalla condotta di collegamento così come quelli non più ricevibili dal bacino deputato all'accumulo temporaneo dei liquami potranno essere, se del caso, scolmati verso lo scarico attraverso lo stesso sfioratore normalmente impiegato per la limitazione delle portate da inviare ai trattamenti primari. Le acque stoccate nell'accumulo saranno gradualmente rilanciate a monte della chiarificazione primaria mediante apposite pompe.

POMPA DI SVUOTAMENTO DELL'ACCUMULO LIQUAMI (P 102 A/B)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	2
Tipologia	-	Elettropompe centrifughe
Installazione	-	In asciutto
Tipologia fluido	-	Refluo dissabbiato
Portata di progetto del singolo dispositivo (totale)	m^3/h	538 (1076)
Prevalenza* (di cui geodetica)	m	14 (10,6)
Potenza nominale motore	kW	30
Avviamento	-	Con inverter
* alla portata totale dell'impianto, con due pompe funzionanti in parallelo		

4.1.4. *L'immissione delle acque di drenaggio della linea fanghi*

A valle dello sfioro dei sovrafflussi idraulici, ai reflui fognari saranno uniti anche i dreni prodotti dalla linea fanghi. In questo modo sarà scongiurato l'eventuale sversamento in mare (attraverso il suddetto scolmatore) di flussi ad alta concentrazione di inquinanti quali appunto i dreni della linea fanghi.

Ai fini dei successivi calcoli le suddette acque di drenaggio sono state così caratterizzate:

Parametro	U.d.m.	Valore
Dreni linea fanghi		
Portata media	m^3/d	4'384
	m^3/h	183
Carico medio di COD influente	kg/d	5'132
Concentrazione media di COD influente	mg/l	1'170,6
Carico medio di BOD_5 influente	kg/d	2'561
Concentrazione media di BOD_5 influente	mg/l	585,3
Carico medio di SST	kg/d	2'561
Concentrazione media di SST influente	mg/l	585,3
Carico medio di $N\text{-}NH_4$ influente	kg/d	542
Concentrazione media di $N\text{-}NH_4$ influente	mg/l	123,6
Carico medio di $N\text{-}NO_3$ influente	kg/d	0,0
Concentrazione media di $N\text{-}NO_3$ influente	mg/l	0,0
Carico medio di TKN influente	kg/d	733
Concentrazione media di TKN influente	mg/l	167,2
Carico medio di P_{tot} influente	kg/d	243
Concentrazione media di P_{tot} influente	mg/l	55,3
Carico medio di cloruri influente	kg/d	1535
Concentrazione media di cloruri influente	mg/l	350,0

Il flusso complessivo derivante dalla miscelazione delle acque di drenaggio con i reflui pretrattati presenterà quindi le caratteristiche di seguito riassunte.

Parametro (ingresso al trattamento primario)	U.d.m.	Valore
Flusso complessivo		
Portata media	m^3/d	56’064
	m^3/h	2'336
Portata di punta nera	m^3/h	4'488
Portata massima in tempo di pioggia	m^3/h	6'642
Carico medio di COD influente	kg/d	35'132
Concentrazione media di COD influente	mg/l	626,5
Carico medio di BOD_5 influente	kg/d	17'566
Concentrazione media di BOD_5 influente	mg/l	313,3
Carico medio di SST	kg/d	22'566
Concentrazione media di SST influente	mg/l	402,5
Carico medio di $N\text{-}NH_4$ influente	kg/d	2'342
Concentrazione media di $N\text{-}NH_4$ influente	mg/l	41,7
Carico medio di $N\text{-}NO_3$ influente	kg/d	50,4
Concentrazione media di $N\text{-}NO_3$ influente	mg/l	0,9
Carico medio di TKN influente	kg/d	3'733
Concentrazione media di TKN influente	mg/l	66,5
Carico medio di P_{tot} influente	kg/d	743

Concentrazione media di P_{tot} influente	mg/l	13,2
Carico medio di cloruri influente	kg/d	19'623
Concentrazione media di cloruri influente	mg/l	350,0

Preme sottolineare che, cautelativamente, non è stata considerata la rimozione dei contaminanti operata dalle sezioni di grigliatura e dissabbiatura (dell'ordine del 10% per il BOD_5).

4.1.5. *Il trattamento primario*

Il refluo fognario pretrattato unito ai dreni della linea fanghi sarà quindi inviato al trattamento primario. Quest'ultimo, ai fini della minimizzazione degli ingombri planimetrici, sarà operato per mezzo di filtri rotativi a tela (RBF), dispositivi che permettono infatti di conseguire rese di abbattimento confrontabili o anche superiori a quelle dei normali sedimentatori primari, a fronte tuttavia di un'occupazione di area inferiore di circa il 90% rispetto ai sistemi tradizionali.

Nel dettaglio, il nuovo reparto sarà costituito da 12 unità di trattamento sulle quali saranno distribuiti i liquami: ogni modulo sarà dotato di una robusta tela filtrante in polietilene (con apertura delle maglie pari a 0,350 mm) e di un sistema di pulizia della tela. Il refluo, alimentato al di sopra della tela, l'attraverserà e depositerà sulla sua superficie il materiale solido in sospensione. Il refluo chiarificato abbandonerà quindi il comparto mentre le sostanze trattenute saranno trasportate, con il lento movimento della tela, ad un punto di raccolta. Come già detto, le rese di abbattimento dei principali contaminanti sono analoghe a quelle dei normali sedimentatori primari e possono essere anche incrementate, se necessario, mediante il dosaggio di polielettroliti.

La seguente tabella riassume i principali parametri dimensionali e prestazionali assunti per il comparto in esame.

CHIARIFICAZIONE ACCELERATA (FIL 201 A÷N + BL 201 A÷F)

Parametro	**U.d.m.**	**Valore**
Portata media di progetto del reparto	m^3/h	2'336
Portata massima di progetto del reparto	m^3/h	6'642
Concentrazione SST massima in ingresso	mg/l	800
Numero unità di filtrazione (FIL 201)	-	12
Numero soffianti (aria di pulizia) (BL 201)	-	6
Ulteriori accessori	-	Coclee estrazione fanghi e pompe acqua di lavaggio
Rimozione SST alla portata media	%	50,0
Rimozione BOD_5 alla portata media	%	28,5
Rimozione COD alla portata media	%	30,4
Rimozione TKN alla portata media	%	13,8
Rimozione P alla portata media	%	17,7

STAZIONE DI PREPARAZIONE E DOSAGGIO POLIELETTROLITA (POL 201 A/B + PM 201 A/B)

Parametro	U.d.m.	Valore
Portata massima di soluzione preparata	l/h	3'000
Fabbisogno minimo di acqua di diluizione	m^3/h	3,5
Portata massima pompa dosaggio polielettrolita concentrato	l/h	120
Potenza installata	kW	3
Numero pompe dosaggio polielettrolita	-	2
Tipologia	-	A monovite eccentrica
Portata	l/h	500 – 3'500 l/h
Pressione mandata	bar	1
Potenza installata	kW	1,5
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

Sulla base dei rendimenti di rimozione previsti per i principali contaminanti, è possibile determinare le caratteristiche del refluo in uscita dal comparto, il quale costituirà a sua volta l'alimentazione del successivo trattamento biologico MBR.

Parametro (uscita dal trattamento primario)	U.d.m.	Valore
Flusso complessivo		
Portata media	m^3/d	55'830
	m^3/h	2'326
Portata di punta nera	m^3/h	4'488
Portata massima in tempo di pioggia	m^3/h	6'642
Carico medio di COD effluente	kg/d	24'445
Concentrazione media di COD effluente	mg/l	437,8
Carico medio di BOD_5 effluente	kg/d	12'556
Concentrazione media di BOD_5 effluente	mg/l	224,9
Carico medio di SST effluente	kg/d	11'281
Concentrazione media di SST effluente	mg/l	202,0
Carico medio di $N\text{-}NH_4$ effluente	kg/d	2'329
Concentrazione media di $N\text{-}NH_4$ effluente	mg/l	41,7
Carico medio di $N\text{-}NO_3$ effluente	kg/d	49,8
Concentrazione media di $N\text{-}NO_3$ effluente	mg/l	0,9
Carico medio di TKN effluente	kg/d	3'218
Concentrazione media di TKN effluente	mg/l	57,6
Carico medio di P_{tot} effluente	kg/d	611
Concentrazione media di P_{tot} effluente	mg/l	10,9
Carico medio di cloruri effluente	kg/d	19'542
Concentrazione media di cloruri effluente	mg/l	350,0

Il comparto genera inoltre una portata di fanghi primari che dovranno essere inviati alla linea fanghi. Occorre qui sottolineare che, proprio in virtù della particolare tecnologia applicata, detti fanghi primari presenteranno una concentrazione di sostanza secca sensibilmente maggiore rispetto a quanto riscontrabile nel caso di sedimentazione operata dai tradizionali chiarificatori: sono infatti ottenibili gradi di addensamento anche superiori al 5%. Per questo motivo, i fanghi separati dal trattamento primario potranno essere conferiti direttamente alla digestione anaerobica (previo accumulo in un apposito bacino), senza necessità di un preventivo ispessimento.

Ciò premesso, viene di seguito quantificata la produzione di fanghi del trattamento primario sopra descritto.

Parametro	U.d.m.	Valore
Concentrazione dei fanghi estratti (SST)	kg/m^3	50
Produzione di fanghi (SST)	kg/d	11'281
Portata fanghi primari	m^3/d	226

POMPE DI RILANCIO FANGHI PRIMARI (PM 202 A/B/C/D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	4
Tipologia	-	A monovite eccentrica
Installazione	-	In camera asciutta
Tipologia fluido	-	Fanghi primari (4-8 %)
Portata di progetto del singolo dispositivo	m^3/h	30
Prevalenza (di cui geodetica)	m	40,0 (~0,0)
Potenza nominale del motore	kW	7,5
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

ELETTROMISCELATORI ACCUMULO FANGHI PRIMARI (MIX 401 A/B)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero vasche	-	1
Dimensioni utili della singola vasca	m	7,00 x 7,30 x 3,60 (h)
Tipologia fluido	-	Fanghi primari (4-8 %)
Numero dispositivi	-	2
Tipologia	-	Ad asse orizzontale
Spinta di reazione	N	1521
Velocità di rotazione	rpm	475
Numero di pale	-	3
Diametro elica	mm	580
Potenza nominale	kW	7,5
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

Prima dell'invio all'accumulo ed alla successiva digestione anaerobica, il fango in esame sarà sottoposto a grigliatura al fine di trattenere gli eventuali corpi solidi grossolani o non degradabili (plastica, fibre, capelli, etc.) che possono provocare l'usura ed il malfunzionamento dei dispositivi meccanici (tra cui, in particolare, i sistemi di agitazione dei digestori) e che possono depositarsi nei reattori e nelle tubazioni. Allo scopo, sulla mandata dei fanghi alla vasca di accumulo, sarà installata una griglia sotto pressione costituita da un dispositivo tubolare con installazione in linea e funzionamento continuo.

GRIGLIA FANGHI PRIMARI (GRF 401)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	1
Portata di progetto	m^3/h	28
Dimensioni dei solidi trattenuti	mm	> 3
Percentuale di secco del grigliato	%	35 ÷ 45
Potenza installata	kW	3

Nel caso risultasse opportuno procedere ad un trattamento separato dei fanghi primari (in vista di un possibile riutilizzo degli stessi), questi ultimi potranno essere inviati ad un digestore dedicato. In alternativa, i fanghi primari saranno miscelati con gli altri fanghi e distribuiti uniformemente ai diversi digestori.

POMPE RILANCIO FANGHI PRIMARI ALLA LINEA FANGHI (PM 401 A/B)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	1+1R
Tipologia	-	A monovite eccentrica
Installazione	-	In camera asciutta
Tipologia fluido	-	Fanghi primari (4-8 %)
Portata di progetto del singolo dispositivo	m^3/h	45
Prevalenza (di cui geodetica)	m	80 (20)
Potenza nominale motore	kW	18,5
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

4.1.6. *Il trattamento biologico MBR*

Il refluo sottoposto ai pretrattamenti ed al trattamento primario sarà infine alimentato al comparto biologico. Quest'ultimo sarà di tipo MBR (reattore biologico a membrane): esso sarà quindi strutturato come un normale reparto di ossidazione a fanghi attivi (operante la rimozione del substrato carbonioso e dell'azoto) con la differenza sostanziale che la separazione della biomassa sospesa dall'effluente finale sarà attuata, anziché mediante i tradizionali sedimentatori, attraverso la filtrazione della miscela aerata su apposite membrane a fogli di fibre cave supportate in PVDF con una porosità nominale non superiore a 0,04 µm.

Per quanto riguarda lo specifico schema di processo, il reparto di ossidazione biologica, articolato su cinque linee parallele, sarà predisposto per essere alternativamente gestito secondo il tradizionale processo MLE (Modified Ludzack Ettinger) o con una logica di aerazione intermittente applicata all'intero volume di reazione.

Nella prima modalità operativa, ciascuna linea di trattamento riceverà i reflui in un primo bacino mantenuto in condizioni anossiche dove avverrà la denitrificazione (ovvero la trasformazione dei nitrati in azoto molecolare); i liquami passeranno quindi ad una seconda zona aerobica dove sarà attuata la nitrificazione (ossidazione dell'azoto ammoniacale a nitrato). I nitrati generati nel secondo stadio saranno alimentati al primo attraverso il ricircolo proveniente dalla sezione di ultrafiltrazione (di cui si tratterà nel seguito). Nel compartimento aerobico la miscelazione dei fanghi sarà assicurata dalla turbolenza associata all'aerazione; in quello anossico, saranno attivi appositi miscelatori sommersi.

Nella seconda modalità operativa, disponendo di sistemi di aerazione e miscelazione installati in entrambi i sottobacini di ciascuna linea del comparto, sarà possibile alternare, nelle medesime vasche, condizioni aerobiche ed anossiche con ciclico sviluppo dei processi di nitrificazione e denitrificazione. In tal caso, il ricircolo interno dall'ultrafiltrazione, sempre presente, avrà la sola funzione di mantenere la concentrazione di biomassa nei reattori ai valori prestabiliti.

In entrambe le configurazioni di esercizio, saranno inoltre degradati, senza significative differenze, gli altri principali contaminanti (COD, BOD_5, P in primis).

Come si vedrà meglio nel seguito, i due processi sopra descritti permetteranno di garantire una qualità dell'effluente conforme agli obiettivi di qualità per lo scarico in acque superficiali.

La differenza sostanziale tra i due schemi di funzionamento risiede nel fatto che, nel primo, la ripartizione dei volumi anossici ed aerobici è evidentemente fissa e presuppone una conoscenza precisa dei quantitativi di azoto da trattare e del rapporto COD/TKN nel refluo.

Ciò considerato, il funzionamento ad aerazione intermittente presenta i seguenti vantaggi:

- in primo luogo, qualora le caratteristiche dei reflui e dei dreni della linea fanghi nel reale esercizio dovessero risultare difformi rispetto alle previsioni progettuali, il sistema potrà automaticamente adattarsi a differenti condizioni operative semplicemente variando l'ampiezza e l'intensità delle fasi di aerazione;
- i limiti stabiliti per lo scarico dell'effluente depurato non risultano particolarmente restrittivi, pertanto può essere utile bilanciare i processi di nitrificazione e denitrificazione nell'ottica di limitare l'ossidazione dell'azoto, contenendo contestualmente i consumi energetici.

Di converso, l'alternanza di fasi anossiche ed aerobiche propria del processo ad aerazione intermittente determina una qualità dell'effluente ciclicamente variabile che può risultare più difficilmente compatibile con un eventuale riutilizzo della risorsa idrica (in funzione ovviamente dei requisiti qualitativi stabiliti allo scopo).

Il processo MLE, più stabile nel tempo, consente invece di raggiungere, nelle condizioni di alimentazione ipotizzate in progetto, una qualità dell'effluente finale potenzialmente conforme al D.M. 185/03[5].

Occorre infine sottolineare che, ai fini del recupero di una frazione dello scarico, un ulteriore margine di sicurezza funzionale sarà garantito dalla possibilità di ripartire la portata in ingresso al comparto biologico in modo asimmetrico sulle diverse linee che lo compongono: si potrà quindi alimentare una linea con una portata ridotta, incrementandone le rese depurative, e ripartire il restante volume di refluo sulle altre linee (fermo restando il rispetto di una qualità dello scarico in acque superficiali conforme ai limiti di legge).

Le cinque linee di ossidazione saranno tra loro identiche, caratterizzate dalle dimensioni di seguito riassunte.

OSSIDAZIONE BIOLOGICA

Parametro	U.d.m	Valore
Numero linee del comparto	-	5
Dimensioni utili di ciascuna vasca di denitrificazione	m	18,45 x 8,00 x 6,62 (h)
Dimensioni utili di ciascuna vasca di nitrificazione	m	34,85 x 8,00 x 6,50 (h)
Volume utile di ciascuna vasca di denitrificazione (totale)	m^3	978 (4'890)
Volume utile di ciascuna vasca di nitrificazione (totale)	m^3	1'812 (9'060)
Volume utile di ciascun bacino (totale)	m^3	2'790 (13'950)

Come già anticipato, la possibilità di adottare il processo ad aerazione intermittente richiede che ogni bacino di ossidazione sia attrezzato con sistemi di aerazione (diffusori a bolle fini installati sul fondo delle vasche) e di agitazione del refluo (elettromiscelatori sommersi): i primi dovranno infatti garantire il soddisfacimento dei fabbisogni biologici di ossigeno durante le fasi aerobiche; i secondi si attiveranno invece durante le fasi anossiche (al venir meno dell'aerazione) per assicurare la continua agitazione del refluo scongiurando la sedimentazione dei fanghi.

SISTEMA DI DIFFUSIONE DELL'ARIA IN DENITRIFICAZIONE (DIF 301 A÷E)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero bacini	-	5
Dimensioni utili del singolo bacino	m	18,45 x 8,00 x 6,62 (h)
Tipologia diffusori	-	A disco, bolle fini
Modalità operativa	-	Aerazione intermittente
Numero sottoreti per singolo bacino (totali)	-	4 (20)
Numero diffusori per singolo bacino (totali)	-	540 (2'700)
Portata d'ossigeno (SOTR) per bacino	kg O_2/h	110 ÷ 450
Efficienza di trasferimento in condizioni standard (SOTE) nel campo operativo	%	≥ 40

[5] Come già rilevato, i trattamenti previsti non incidono sulla concentrazione di cloruri che risulterà, nell'effluente, sostanzialmente pari a quella del refluo in ingresso (circa 350 mg/l) e quindi superiore al valore limite di 250 mg/l indicato dal D.M. 185/03.

SISTEMA DI DIFFUSIONE DELL'ARIA IN NITRIFICAZIONE (DIF 302 A÷E)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero bacini	-	5
Dimensioni utili del singolo bacino	m	32,85 x 8,00 x 6,50 (h)
Tipologia diffusori	-	A disco, bolle fini
Modalità operativa	-	Aerazione continua o intermittente
Numero sottoreti per singolo bacino (totali)	-	6 (30)
Numero diffusori per singolo bacino (totali)	-	892 (4'460)
Portata d'ossigeno (SOTR) richiesta per bacino	kg O_2/h	190 ÷ 680
Efficienza di trasferimento in condizioni standard (SOTE) nel campo operativo	%	≥ 40

ELETTROMISCELATORI DENITRIFICAZIONE (MIX 301 A÷L)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero vasche	-	5
Dimensioni utili della singola vasca	m	18,45 x 8,00 x 6,62 (h)
Tipologia fluido	-	Miscela aerata (0,6 ÷ 1,0 %)
Numero dispositivi per linea (totali)	-	2 (10)
Tipologia	-	Ad asse orizzontale
Spinta di reazione	N	753
Velocità di rotazione	rpm	31
Numero di pale	-	3
Diametro elica	mm	1400
Potenza nominale	kW	2
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

ELETTROMISCELATORI NITRIFICAZIONE (MIX 302 A÷L)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero vasche	-	5
Dimensioni utili della singola vasca	m	34,85 x 8,00 x 6,50 (h)
Tipologia fluido	-	Miscela aerata (0,6 ÷ 1,0 %)
Numero dispositivi per linea (totali)	-	2 (10)
Tipologia	-	Ad asse orizzontale
Spinta di reazione	N	1441
Velocità di rotazione	rpm	43
Numero di pale	-	3
Diametro elica	mm	1400
Potenza nominale	kW	4
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

L'aria di processo sarà fornita da appositi compressori che alimenteranno la rete di aerazione ed i diffusori suddetti.

COMPRESSORI AERAZIONE (BL 301 A÷E)

Parametro	U.d.m.	Valore
Portata d'aria complessiva (media)	Nm^3/h	7'932 (@ 5°C RH 65%) ÷ 13'162 (@ 30°C RH 70%)
Portata d'aria complessiva (massima)	Nm^3/h	17'054 (@ 0°C RH 65%) ÷ 37'956 (@ 30°C RH 70%)
Numero dispositivi	-	4+1R
Tipologia	-	Turbocompressori
Modalità operativa	-	Aerazione continua o intermittente
Portata d'aria massima singolo dispositivo (totale)	Nm^3/h	12'000 (48'000) (@ 30°C RH 70%)
Pressione differenziale	mbar	760
Potenza nominale del motore	kW	300
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

Per quanto riguarda la rimozione del fosforo, il contributo dell'attività biosintetica appare sufficiente a garantire il rispetto del limite di concentrazione stabilito per il recapito in mare dalla tabella 3 dell'Allegato V alla Parte III del D.Lgs 152/06. Per la sola aliquota di refluo eventualmente destinata al riutilizzo o per far fronte all'afflusso di carichi di fosforo maggiori rispetto a quelli ipotizzati, si potrà provvedere al dosaggio di sali metallici (per esempio, policloruro di alluminio) all'interno dei bacini di ossidazione, in coprecipitazione. Allo scopo saranno installati un serbatoio di stoccaggio dei reagenti e le relative pompe dosatrici.

SISTEMA STOCCAGGIO E DOSAGGIO AGENTI DEFOSFATANTI (S 301 + PD 301 A/B/C)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero pompe dosatrici	-	2+1R
Tipologia	-	A membrana
Tipologia fluido	-	Soluzione commerciale PACl
Portata	l/h	50 – 350
Pressione operativa massima	bar	10
Potenza installata	kW	0,25
Avviamento	-	Diretto
Numero serbatoi di stoccaggio	-	1
Dimensioni del singolo serbatoio	m	2,5 (Φ) x 5,5 (h)
Volume utile di ciascun serbatoio	m^3	27,1

La miscela aerata sarà quindi convogliata alla sezione di ultrafiltrazione: qui una portata sostanzialmente pari a quella in ingresso sarà filtrata attraverso le membrane le quali tratterranno nelle relative vasche di alloggiamento le biomasse ed i solidi in sospensione nella miscela aerata.

Ne consegue che, a monte delle membrane, la concentrazione di solidi risulterà maggiore rispetto a quella dei reattori biologici.

Onde contenere tale concentrazione entro valori accettabili per assicurare il regolare funzionamento delle membrane e nel contempo mantenere la voluta concentrazione della biomassa in ossidazione (altrimenti dilavata dal refluo grezzo in ingresso), si provvederà ad un ricircolo della miscela concentrata nei bacini di ultrafiltrazione (il cosiddetto retentato) in testa al comparto biologico.

Tale ricircolo ha dunque la medesima funzione del ricircolo fanghi dai sedimentatori nei processi a fanghi attivi convenzionali.

La portata convogliata all'ossidazione, calcolata sulla base di un bilancio di massa associato al mantenimento di concentrazioni di 8-10 kg SS/m^3 nel comparto biologico e di 10-12,5 kg SS/m^3 nei bacini di ultrafiltrazione, assume normalmente valori elevati, dell'ordine di 4-5 volte la portata del refluo in ingresso.

Tutto ciò premesso, il circuito idraulico della sezione di ultrafiltrazione sarà così impostato:

- la miscela aerata sarà sollevata dall'ossidazione alle vasche di ultrafiltrazione (le quali presenteranno una quota della superficie libera più elevata) per mezzo di apposite pompe ad elica. In particolare, dette pompe solleveranno una portata complessiva pari a quella del refluo in ingresso più quella di ricircolo.

POMPE RICIRCOLO DELLA MISCELA AERATA (P 301 A÷L)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero linee	-	10
Numero dispositivi per linea (totali)	-	1 (10)
Tipologia	-	Ad elica
Installazione	-	Asse orizzontale, in asciutto
Tipologia fluido	-	Miscela aerata (0,6 ÷ 1,3 %)
Portata di progetto del singolo dispositivo (totale)	m^3/h	2'280 (22'800)
Prevalenza	m	3,8
Potenza nominale motore	kW	55
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

Per evitare la cavitazione delle pompe dovuta ad un eccessivo trascinamento di aria dal comparto di ossidazione, i diffusori dell'aria nella vasca di nitrificazione saranno mantenuti a debita distanza dall'aspirazione dei dispositivi in esame;

- la suddetta portata sarà distribuita a dieci treni di filtrazione, alloggiati all'interno di un ugual numero di bacini. L'apparato di ultrafiltrazione presenterà quindi le seguenti caratteristiche:

SEZIONE DI ULTRAFILTRAZIONE A MEMBRANE (MBR 301 A÷L)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero treni	-	10
Dimensioni utili dei bacini di alloggiamento	m	2,90 x 8,75 x 3,00 (h)
Volume utile del singolo bacino (totale)	m^3	76 (761)
Portata media complessiva da filtrare	m^3/h	2'286
Portata massima complessiva da filtrare	m^3/h	6'642
Superficie filtrante per singolo treno (totale)	m^2	13'941 (139'405)
Superficie filtrante installabile per singolo treno (totale)	m^2	15'613 (156'134)
Flusso specifico medio (massimo)	$l/m^2/h$	16 (48)

Sono inoltre disponibili gli alloggiamenti per due ulteriori treni di filtrazione che, se del caso, permetterebbero l'installazione di una superficie massima di filtrazione pari a 187'361 m^2.

- dalle membrane sarà estratto l'effluente depurato (il cosiddetto permeato). L'estrazione potrà avvenire per mezzo di eiettori pneumatici che consentiranno l'innesco del sifone costituito dalle tubazioni di scarico e la successiva instaurazione di un flusso a gravità che sfrutterà il salto tra la superficie dell'acqua nelle vasche delle membrane ed il bacino di alimentazione delle condotte di scarico. Saranno anche disponibili pompe volumetriche reversibili che si attiveranno qualora il suddetto salto di quota non risulti sufficiente e che saranno anche utilizzate per il controlavaggio delle membrane;

POMPE ESTRAZIONE PERMEATO E CONTROLAVAGGIO (P 302 A÷L)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero linee	-	10
Numero dispositivi per linea (totali)	-	1 (10)
Tipologia	-	Volumetriche reversibili
Installazione	-	In camera asciutto
Tipologia fluido	-	Effluente depurato (valle UF)
Portata di progetto del singolo dispositivo	m^3/h	100 ÷ 665
Prevalenza	m	10,0
Potenza nominale motore	kW	45
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

- la portata destinata al ricircolo dei fanghi in testa al comparto biologico sarà sfiorata dalla sommità dei bacini di ultrafiltrazione e sarà conferita, per gravità, ad un canale di ripartizione: di qui, sempre per gravità, la portata sarà alimentata alle singole linee di ossidazione mediante idonee condotte.

Il suddetto circuito idraulico sarà attrezzato con valvole e paratoie al fine di poter isolare una linea di ultrafiltrazione (ed i relativi sistemi di alimentazione, ricircolo della miscela aerata ed estrazione del permeato) da attribuire al reattore di ossidazione eventualmente dedicato alla produzione di un effluente di più elevata qualità.

Oltre alle dotazioni sopra descritte, la sezione di ultrafiltrazione sarà completata dalle apparecchiature necessarie alla pulizia delle membrane. Quest'ultima operazione sarà infatti condotta secondo le modalità di seguito elencate:

- mediante il cosiddetto air-scouring, ovvero la pulizia della superficie esterna delle membrane attuata tramite l'insufflazione di aria alla base degli elementi filtranti: la turbolenza generata dalle bolle d'aria nella loro risalita verso la superficie provoca il distacco e la risospensione dei solidi accumulatisi sulla superficie delle membrane. Allo scopo, saranno installati appositi compressori, distinti da quelli richiesti per l'aerazione del comparto biologico:

COMPRESSORI PULIZIA MEMBRANE (BL 302 A÷F)

Parametro	U.d.m.	Valore
Portata d'aria complessiva (minima)	Nm^3/h	10'200 (@ 30°C RH 70%)
Portata d'aria complessiva (massima)	Nm^3/h	30'600 (@ 30°C RH 70%)
Numero dispositivi	-	5+1R
Tipologia	-	A lobi
Modalità operativa	-	Protocollo aerazione membrane
Portata d'aria massima singolo dispositivo (totale)	Nm^3/h	6'120 (30'600) (@ 30°C RH 70%)
Pressione differenziale	mbar	450
Potenza nominale del motore	kW	132
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

  Come anticipato, occorre al riguardo osservare che le significative portate d'aria immesse nelle vasche di contenimento delle membrane per la pulizia di queste ultime contribuiscono ad innalzare l'ossigeno disciolto nella miscela aerata che viene ricircolata in testa al comparto biologico. Tale apporto di ossigeno è stato considerato nelle successive analisi di processo;

- tramite controlavaggio, con ricircolo del permeato e filtrazione dello stesso attraverso le membrane in senso opposto all'ordinario al fine di provocare il distacco del materiale accumulatosi sulla superficie esterna. Il controlavaggio è operato ciclicamente, per pochi secondi, intervallato alle normali fasi di estrazione del permeato. Allo scopo saranno impiegate le medesime pompe volumetriche reversibili utilizzabili anche per l'estrazione del permeato;

- con dosaggio di reagenti chimici. In particolare, si distingue:

  - la pulizia di mantenimento (o MC, maintenance cleaning) che consiste in un controlavaggio con permeato additivato con reagenti chimici (alternativamente ipoclorito di sodio e acido citrico, a seconda del tipo di incrostazioni da rimuovere) avente durata di alcune decine di minuti ed effettuato, indicativamente, una volta a settimana;

  - la pulizia chimica straordinaria (o RC, recovery cleaning), attuata poche volte nell'arco dell'anno; essa richiede che le vasche di alloggiamento delle membrane siano completamente svuotate del fango e riempite con le soluzioni di lavaggio (per esempio, un primo trattamento con una soluzione di ipoclorito di sodio ed un secondo con una soluzione di acido citrico) per una durata complessiva di circa 8-12 ore.

Le operazioni descritte ai punti precedenti comportano la messa fuori servizio di una linea di filtrazione: la portata normalmente trattata da quest'ultima sarà quindi distribuita sulle altre linee disponibili grazie all'interconnessione dei sistemi di alimentazione.

SISTEMA STOCCAGGIO E DOSAGGIO ACIDO CITRICO
(S 302 + PD 302 A/B/C)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero pompe dosatrici	-	2+1R
Tipologia	-	A membrana
Tipologia fluido	-	Soluzione commerciale acido citrico
Portata	l/h	500
Pressione operativa massima	bar	4
Potenza installata	kW	0,25
Avviamento	-	Diretto
Numero serbatoi di stoccaggio	-	1
Dimensioni del singolo serbatoio	m	1,8 (Φ) x 3,5 (h)
Volume utile di ciascun serbatoio	m^3	8,8

SISTEMA STOCCAGGIO E DOSAGGIO IPOCLORITO DI SODIO
(S 303 + PD 303 A/B/C)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero pompe dosatrici	-	2+1R
Tipologia	-	A membrana
Tipologia fluido	-	Soluzione commerciale ipoclorito di sodio
Portata	l/h	300
Pressione operativa massima	bar	10
Potenza installata	kW	0,25
Avviamento	-	Diretto
Numero serbatoi di stoccaggio	-	1
Dimensioni del singolo serbatoio	m	2,2 (Φ) x 3,2 (h)
Volume utile di ciascun serbatoio	m^3	12

Per agevolare le operazioni di pulizia sopra descritte il comparto sarà inoltre provvisto di un volume di accumulo del permeato. Un compartimento di tale bacino potrà anche essere impiegato per lo stoccaggio dell'effluente depurato in vista di un possibile riutilizzo. In quest'ottica, sulla tubazione di mandata alla rete di acqua tecnica dell'impianto sarà anche installata un'unità di disinfezione a raggi UV.

Dalle vasche di alloggiamento delle membrane sarà inoltre estratto il fango di supero, al fine di mantenere la concentrazione di biomassa nei reattori attorno al valore desiderato.

Ogni linea del comparto MBR sarà attrezzata con strumentazioni di misura dell'ossigeno disciolto, dell'ammoniaca, dei nitrati, del pH, del potenziale di ossidoriduzione e dei livelli nelle vasche di ossidazione e di ultrafiltrazione. I segnali delle suddette sonde permetteranno la gestione completamente automatica dell'aerazione, dei ricircoli e della filtrazione.

POMPE ESTRAZIONE FANGHI DI SUPERO (PM 301 A/B/C)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	2+1R
Tipologia	-	A monovite eccentrica
Installazione	-	In camera asciutta
Tipologia fluido	-	Fango di supero (0,9÷1,3 %)
Portata di progetto del singolo dispositivo (totale)	m^3/h	120 (240)
Prevalenza* (di cui geodetica)	m	40 (10)
Potenza nominale motore	kW	22
Avviamento/regolazione	-	Con inverter
* alla portata totale dell'impianto, con due pompe funzionanti in parallelo		

ELETTROMISCELATORE ACCUMULO PERMEATO (MIX 303)

Parametro	U.d.m.	Valore
Dimensioni utili della vasca	m	4,60 x 9,55 x 8,50 (h)
Tipologia fluido	-	Effluente depurato (valle UF)
Numero dispositivi	-	1
Tipologia	-	Ad asse verticale
Lunghezza albero	mm	8000
Velocità di rotazione	rpm	58
Numero di pale	-	3
Diametro elica	mm	1
Potenza nominale	kW	1,1
Avviamento/regolazione	-	Diretto

POMPE ACQUA SERVIZI (P 303 A/B)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	1+1R
Tipologia	-	Centrifughe verticali
Installazione	-	In camera asciutta
Tipologia fluido	-	Effluente depurato (valle UF)
Portata di progetto del singolo dispositivo	m^3/h	120
Prevalenza	bar	7
Potenza nominale motore	kW	37
Avviamento/regolazione	-	Diretto

UNITA' DISINFEZIONE UV (UV 301)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	1
Tipologia	-	A lampade UV a bassa pressione e alta intensità
Installazione	-	Su tubazione
Tipologia fluido	-	Effluente depurato (valle UF)
Portata di progetto del singolo dispositivo	m^3/h	120
Dose UV-C	J/m^2	> 400
Numero lampade	-	2
Pressione di esercizio	bar	< 16
Potenza installata	kW	0,6

4.1.7. *Verifiche del comparto biologico*

Le prestazioni del comparto biologico nelle diverse configurazioni (processo MLE e ad aerazione intermittente, processo MLE con defosfatazione chimica per l'ottenimento di un effluente potenzialmente conforme al D.M. 185/03 in vista di un possibile riutilizzo di parte dell'effluente depurato) e nelle diverse situazioni ambientali (condizioni invernali ed estive) sono state analizzate mediante il modello ASM1 proposto dall'IWA (International Water Association)[6]. Tale modello da anni costituisce il riferimento per la descrizione dei processi biologici di ossidazione del substrato carbonioso, di nitrificazione e di denitrificazione. Considerati poi gli ulteriori processi di interesse, il modello suddetto è stato completato con ulteriori equazioni descrittive delle dinamiche di rimozione e dei bilanci di massa dei solidi inerti e del fosforo (solubile e particolato) per estrapolazione dal modello ASM2 sempre formulato dall'IWA[7].

In sintesi, si suppone che il comparto biologico sia rappresentabile come una serie di N compartimenti, costituiti da reattori completamente miscelati, di cui quelli da 1 a n sono anossici e quelli da n+1 ad N sono aerobici, secondo uno schema di denitrificazione-nitrificazione. Variando la successione dei comparti anossici e aerobici, la posizione dei punti di immissione del refluo grezzo e dei ricircoli, le modalità di erogazione dell'aria, etc. si possono considerare i diversi schemi di processo (predenitrificazione-nitrificazione, aerazione intermittente, alimentazione frazionata).

Nella modellizzazione adottata per gli scenari di funzionamento del depuratore di Genova, si è posto N = 5 e n = 2 per lo schema MLE o n = 0 per il processo ad aerazione intermittente.

La separazione finale solido-liquido è operata mediante ultrafiltrazione su membrana.

Le portate idrauliche vengono indicate con Q_k, le concentrazioni dei contaminanti con Z_k, i volumi dei reattori con V_k, le velocità di reazione con r_k. Il pedice k varia da 1 a N ed indica le grandezze riferite al k-esimo reattore. Il pedice *0* identifica le caratteristiche del refluo in ingresso; il pedice *e* designa le caratteristiche del refluo in uscita dall'ultrafiltrazione; i pedici *u, r* e *w* indicano

[6] Henze M., Gujer W., Mino T., Van Loosdrecht M. (2000) Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2D and ASM3, Scientific and Technical Report n.9, IWA Publishing, London, UK.

[7] Gatti F. (2016), Domanda di brevetto per invenzione industriale n.102016000047520 (procedimento per la Gestione di un impianto di depurazione biologica e relativo impianto).

rispettivamente le caratteristiche della miscela aerata nei bacini di ultrafiltrazione, del ricircolo in testa al comparto biologico e del fango di supero (che nel caso specifico sono pressoché uguali).

Il modello di simulazione è costituito da un insieme di equazioni rappresentanti bilanci di massa e cinetiche di reazione.

Bilanci di massa:

- per k = 1

$$\frac{dZ_1}{dt} = \frac{1}{V_1}\left(Q_r Z_r + Q_0 Z_0 + r_1 V_1 - Q_1 Z_1\right)$$

$$Q_1 = Q_r + Q_0$$

- per k da 2 a N

$$\frac{dZ_k}{dt} = \frac{1}{V_k}\left(Q_{k-1} Z_{k-1} + r_k V_k - Q_k Z_k\right)$$

$$Q_k = Q_{k-1}$$

- per la concentrazione di ossigeno

$$\frac{dS_{O,k}}{dt} = \frac{1}{V_k}\left(Q_{k-1} S_{O,k-1} + r_k V_k + \left(k_L a\right)_k V_k \left(S_O^* - S_{O,k}\right) - Q_k S_{O,k}\right)$$

dove S_O* rappresenta la concentrazione a saturazione dell'ossigeno e k_La è il coefficiente di aerazione specifica.

Valgono inoltre le seguenti condizioni:

$$Z_w = Z_r$$
$$Q_e = Q_0 - Q_w$$

Tassi di reazione:

- S_I (i = 1)

  $$r_1 = 0$$

- S_S (i = 2)

  $$r_2 = -\frac{1}{Y_H}\rho_1 - \frac{1}{Y_H}\rho_2 + \rho_7$$

- X_I (i = 3)

  $$r_3 = 0$$

- X_S (i = 4)

$$r_4 = (1 - f_P)\rho_4 + (1 - f_P)\rho_5 - \rho_7$$

- $X_{B,H}$ (i = 5)

$$r_5 = \rho_1 + \rho_2 - \rho_4$$

- $X_{B,A}$ (i = 6)

$$r_6 = \rho_3 - \rho_5$$

- X_P (i = 7)

$$r_7 = f_P\rho_4 + f_P\rho_5$$

- S_O (i = 8)

$$r_8 = -\frac{1 - Y_H}{Y_H}\rho_1 - \frac{4.57 - Y_A}{Y_A}\rho_3$$

- S_{NO} (i = 9)

$$r_9 = -\frac{1 - Y_H}{2.86Y_H}\rho_2 + \frac{1}{Y_A}\rho_3$$

- S_{NH} (i = 10)

$$r_{10} = -i_{XB}\rho_1 - i_{XB}\rho_2 - \left(i_{XB} + \frac{1}{Y_A}\right)\rho_3 + \rho_6$$

- S_{ND} (i = 11)

$$r_{11} = -\rho_6 + \rho_8$$

- X_{ND} (i = 12)

$$r_{12} = (i_{XB} - f_P i_{XP})\rho_4 + (i_{XB} - f_P i_{XP})\rho_5 - \rho_8$$

- S_{ALK} (i = 13)

$$r_{13} = -\frac{i_{XB}}{14}\rho_1 + \left(\frac{1 - Y_H}{14 \cdot 2.86Y_H} - \frac{i_{XB}}{14}\right)\rho_2 - \left(\frac{i_{XB}}{14} + \frac{1}{7Y_A}\right)\rho_3 + \frac{1}{14}\rho_6$$

- S_{PO4} (i = 14)

$$r_{14} = -i_{PXB}(\rho_1 + \rho_2 + \rho_3) + i_{PXS}(\rho_4 + \rho_5) - \rho_{PRE} + \rho_{RED}$$

- X_{TSS} (i = 15)

$$r_{15} = 0.90 \cdot (\rho_1 + \rho_2 + \rho_3 - \rho_7) + 1.42 \cdot (\rho_{PRE} - \rho_{RED})$$

- X_{MeOH} (i = 16)

$$r_{16} = -STO_{MeOH} \cdot \rho_{PRE} + STO_{MeOH} \cdot \rho_{RED}$$

- X_{MeP} (i = 17)

$$r_{17} = STO_{MeP} \cdot \rho_{PRE} - STO_{MeP} \cdot \rho_{RED}$$

dove:

$$\rho_1 = \mu_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{PO4}}{K_{PO4} + S_{PO4}} \right) X_{B,H}$$ (crescita aerobica dei batteri eterotrofi)

$$\rho_2 = \mu_H \left(\frac{S_S}{K_S + S_S} \right) \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \left(\frac{S_{PO4}}{K_{PO4} + S_{PO4}} \right) \eta_g X_{B,H}$$ (crescita anossica dei batteri eterotrofi)

$$\rho_3 = \mu_H \left(\frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} \right) \left(\frac{S_{PO4}}{K_{PO4} + S_{PO4}} \right) X_{B,A}$$ (crescita aerobica dei batteri autotrofi)

$\rho_4 = b_H X_{B,H}$ (decadimento dei batteri eterotrofi)

$\rho_5 = b_A X_{B,A}$ (decadimento dei batteri autotrofi)

$\rho_6 = k_a S_{ND} X_{B,H}$ (ammonificazione dell'azoto organico solubile)

$$\rho_7 = k_h \frac{X_S / X_{B,H}}{K_X + \left(X_S / X_{B,H} \right)} \left[\left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H}$$ (idrolisi del particolato carbonioso)

$$\rho_8 = k_h \frac{X_S / X_{B,H}}{K_X + \left(X_S / X_{B,H} \right)} \left[\left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) + \eta_h \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H} \left(X_{ND} / X_S \right)$$

(idrolisi dell'azoto organico particolato)

$\rho_{PRE} = k_{PRE} \cdot S_{PO4} \cdot X_{MeOH}$ (precipitazione chimica del fosforo)

$\rho_{RED} = k_{RED} \cdot X_{MeP} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$ (ridissoluzione dei fosfati metallici)

Si riportano di seguito i valori assunti, nel caso in esame, per i parametri che compaiono nelle equazioni suddette:

Parametro	Simbolo	U.d.m.	Valore (20°C)
Rateo massimo di crescita eterotrofa	μ_H	1/d	6,00
Rateo di decadimento eterotrofo	b_H	1/d	0,62
Costante di semisaturazione al substrato per gli eterotrofi	K_S	mgCOD/l	20
Costante di semisaturazione all'ossigeno per gli eterotrofi	K_{OH}	mgO_2/l	0,20
Costante di semisaturazione al nitrato per gli eterotrofi denitrificanti	K_{NO}	$mgNO_3$-N/l	0,50
Rateo massimo di crescita autotrofa	μ_A	1/d	0,80
Rateo di decadimento autotrofo	b_A	1/d	0,05
Costante di semisaturazione all'ossigeno per gli autotrofi	K_{OA}	mgO_2/l	0,40
Costante di semisaturazione all'ammonio per gli autotrofi	K_{NH}	$mgNH_4$-N/l	1,00
Fattore correttivo per la crescita anossica eterotrofa	η_g	-	0,80
Rateo di ammonificazione	k_a	l/(mgCOD d)	0,08
Rateo specifico massimo di idrolisi	K_h	mgCOD/(mg cellCOD day)	3,00
Costante di semisaturazione al substrato lentamente biodegradabile	K_X	mgCOD/(mg cell COD)	0,03
Fattore correttivo per l'idrolisi anossica	η_h	-	0,40
Frazione di biomassa che produce particolato inerte	f_P	-	0,08
Rapporto N/COD nella biomassa	i_{XB}	-	0,086
Rapporto N/COD nei prodotti inerti	i_{XP}	-	0,08
Fattore di resa eterotrofa	Y_H	-	0,67
Fattore di resa autotrofa	Y_A	-	0,24
Costante cinetica per la precipitazione del fosforo	k_{PRE}	m^3/(g $Al(OH)_3$/d	1
Costante cinetica per ridissoluzione dei fosfati	k_{RED}	1/d	0,7
Costante di semisaturazione all'alcalinità	K_{ALK}	mol HCO_3^-/m^3	0,5
Rapporto P/COD nella biomassa	i_{PXB}	-	0,02
Rapporto P/COD nel particolato	i_{PXS}	-	0,01
Costante di semisaturazione al fosfato	K_{PO4}	mg P/l	0,05
Coefficiente stechiometrico per l'idrossido di alluminio	STO_{MeOH}	-	2,52
Coefficiente stechiometrico per il fosfato di alluminio	STO_{MeP}	-	3,94

Valgono inoltre le seguenti relazioni:

$$COD_k = S_{S,k} + S_{I,k} + X_{S,k} + X_{I,k} + X_{BH,k} + X_{BA,k} + X_{P,k}$$
$$TSS_{0,e} = 0{,}75 \cdot (XS_{0,e} + XI_{0,e}) + 0{,}90 \cdot (XBH_{0,e} + XBA_{0,e} + XP_{0,e})$$
$$TKN_{0,e} = SNH_{0,e} + SND_{0,e} + XND_{0,e} + i_{XB}(XBH_{0,e} + XBA_{0,e}) + i_{XP}(XP_{0,e} + XI_{0,e})$$

Infine, si assume che la regolazione dell'ossigeno in vasca sia attuata tramite un regolatore PI, con variabile controllata S_O e variabile manipolata K_La.

Per quanto riguarda la sezione di ultrafiltrazione, essa è stata modellizzata come un ulteriore reattore completamente miscelato ed aerato in cui si realizza una ripartizione dei flussi massici sulla base delle efficienze di filtrazione assunte a base della progettazione (concentrazione media di TSS nell'effluente pari a 3 mg/l). La sezione membrane è quindi considerata nella sua stretta interrelazione con i reattori biologici a monte, al fine di poter valutare gli effetti dell'aerazione ivi operata sull'apporto di ossigeno dei ricircoli di miscela aerata.

Per quel che concerne l'aerazione del comparto biologico, a partire dal fabbisogno di ossigeno in condizioni reali (AOR), il fabbisogno in condizioni standard[8] (SOR) viene calcolato per mezzo della seguente relazione.

$$SOR / AOR = ((\beta C_{\bar{s},T,H} - C_L) / C_{s,20} \cdot (1{,}024^{T-20}) \cdot \alpha \cdot F)^{-1}$$

dove:

α fattore di correzione del trasferimento dell'ossigeno che tiene conto della composizione del refluo (variabile con la concentrazione di SST nella miscela aerata);

β fattore di correzione per salinità e tensione superficiale (assunto pari a 0,98);

F fattore di sporcamento dei diffusori (assunto pari a 0,9);

C_L concentrazione operativa dell'ossigeno;

$C_{s,20}$ concentrazione di saturazione dell'ossigeno disciolto in acqua pulita a 20°C e 1 atm;

T temperatura (°C);

$C_{\bar{s},T,H}$ concentrazione media di saturazione dell'ossigeno disciolto in acqua pulita nel bacino di aerazione alla temperatura T ed alla altitudine H. Può esprimersi tramite la relazione

$$C_{\bar{s},T,H} = (C_{s,T,H}) \cdot (P_{atm,H} + P_{w,media}) / P_{atm,H}$$

dove $C_{s,T,H}$ è la concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita alla temperatura T e all'altitudine H, $P_{atm,H}$ è la pressione atmosferica all'altitudine H, $P_{w,media}$ è la pressione a metà altezza della vasca, considerata al di sopra del punto di immissione dell'aria, dovuta al peso della colonna d'acqua. Inoltre,

$$P_{atm,H} = P_0 \cdot \exp(-gM(z) / RT)$$

[8] Acqua pulita a 20°C, salinità nulla, concentrazione di ossigeno disciolto pari a zero.

con:

- P_0 pressione atmosferica al livello del mare;
- g accelerazione di gravità;
- z altitudine;
- M peso molecolare dell'aria;
- R costante universale dei gas;
- T temperatura [°K].

Infine, la portata d'aria in condizioni normali (temperatura di 0°C, pressione atmosferica, umidità nulla), si ottiene dal SOR tramite la seguente relazione:

$$Q_{aria} = SOR/(C_{O_2} \cdot SOTE)$$

dove:

- C_{O2}, concentrazione di ossigeno nell'aria (in condizioni normali 0,3 kg O_2/Nm^3)
- *SOTE* efficienza di trasferimento dell'ossigeno in condizioni standard (funzione del tipo di diffusore, del battente idrico al di sopra dei diffusori e della densità dei diffusori).

La modellistica sopra richiamata è stata applicata agli scenari di simulazione di seguito elencati:

- **scenario 1**: distribuzione uniforme del carico di progetto (corrispondente a 250'000 A.E.) sulle cinque linee di trattamento, funzionamento con schema MLE, condizioni invernali (temperatura del liquame pari a 12°C, temperatura dell'aria pari a 5°C), assenza di defosfatazione chimica;
- **scenario 2**: distribuzione uniforme del carico di progetto (corrispondente a 250'000 A.E.) sulle cinque linee di trattamento, funzionamento con schema MLE, condizioni estive (temperatura del liquame pari a 20°C, temperatura dell'aria pari a 30°C), assenza di defosfatazione chimica;
- **scenario 3:** distribuzione uniforme del carico di progetto (corrispondente a 250'000 A.E.) sulle cinque linee di trattamento, funzionamento ad aerazione intermittente (A.I.), condizioni invernali (temperatura del liquame pari a 12°C, temperatura dell'aria pari a 5°C), assenza di defosfatazione chimica;
- **scenario 4:** distribuzione uniforme del carico di progetto (corrispondente a 250'000 A.E.) sulle cinque linee di trattamento, funzionamento ad aerazione intermittente (A.I.), condizioni estive (temperatura del liquame pari a 20°C, temperatura dell'aria pari a 30°C), assenza di defosfatazione chimica;
- **scenario 5:** distribuzione uniforme del carico di progetto (corrispondente a 250'000 A.E.) sulle cinque linee di trattamento, funzionamento con schema MLE, condizioni invernali (temperatura del liquame pari a 12°C, temperatura dell'aria pari a 5°C), con defosfatazione chimica;

- **scenario 6:** distribuzione uniforme del carico di progetto (corrispondente a 250'000 A.E.) sulle cinque linee di trattamento, funzionamento con schema MLE, condizioni estive (temperatura del liquame pari a 20°C, temperatura dell'aria pari a 30°C), con defosfatazione chimica;
- **scenario 7:** distribuzione uniforme di una frazione del carico di progetto (corrispondente a 160'000 A.E.) su quattro linee di trattamento, funzionamento con schema MLE, condizioni invernali (temperatura del liquame pari a 12°C, temperatura dell'aria pari a 5°C), con defosfatazione chimica;
- **scenario 8:** distribuzione uniforme di una frazione del carico di progetto (corrispondente a 160'000 A.E.) su quattro linee di trattamento, funzionamento con schema MLE, condizioni estive (temperatura del liquame pari a 20°C, temperatura dell'aria pari a 30°C), con defosfatazione chimica.

Gli scenari da 1 a 6 sono rappresentativi di condizioni operative dell'impianto a regime. Gli scenari 7 e 8 sono invece riferiti all'iniziale afflusso del carico inquinante attualmente trattato dal depuratore di Valpolcevera (circa 160'000 A.E. compreso il contributo del percolato pretrattato della discarica di Scarpino) e delle acque di drenaggio prodotte dalla linea fanghi (in corrispondenza del trattamento di 45'000 kg SST/d). Le seguenti tabelle riassumono i principali risultati di calcolo e le concentrazioni limite indicate dalle Tabb. 1 e 3 dell'allegato 5 alla Parte III del D.Lgs. 152/06, assunte come riferimento per la definizione degli obiettivi di qualità dello scarico: l'esito delle verifiche di processo evidenzia l'idoneità delle soluzioni tecniche previste in progetto ai fini del raggiungimento dei suddetti obiettivi. Si può inoltre osservare che, a parità di condizioni operative con il processo ad aerazione intermittente, lo schema MLE consente di massimizzare le rese depurative (in particolare per quel che riguarda l'azoto) ottenendo un effluente potenzialmente conforme ai requisiti del D.M. 185/03[9]. L'aerazione intermittente, qualora non si persegua la massimizzazione dell'abbattimento dell'azoto, presenta minori fabbisogni medi di aerazione e, conseguentemente, minori consumi energetici.

[9] Purché si ammetta, come già detto, una deroga per i cloruri o si ipotizzi l'applicazione di ulteriori trattamenti di affinamento su un'aliquota del refluo depurato – e.g. nanofiltrazione – per l'abbattimento di tali sostanze.

	Parametro	u.d.m.	Scenario 1	Scenario 2	Scenario 3	Scenario 4	Scenario 5	Scenario 6	Scenario 7	Scenario 8
	Schema di processo	-	M.L.E.	M.L.E.	A.I.	A.I.	M.L.E.	M.L.E.	M.L.E.	M.L.E.
Dati geometrici	**Volume complessivo del comparto biologico**	**m^3**	13950	13950	13950	13950	13950	13950	11160	11160
	Volume anossico comparto biologico	m^3	4890	4890	-	-	4890	4890	3912	3912
	Volume aerobico comparto biologico	m^3	9060	9060	-	-	9060	9060	7248	7248
	Profondità utile dei bacini	**m**	6,5	6,5	6,5	6,5	6,5	6,5	6,5	6,5
Condizioni di alimentazione	**Portata media**	m^3/d	55830	55830	55830	55830	55830	55830	37301	37301
		m^3/h	2326	2326	2326	2326	2326	2326	1554	1554
	Portata massima	m^3/h	6642	6642	6642	6642	6642	6642	4317	4317
	BOD_5	**mg/l**	223,9	223,9	223,9	223,9	223,9	223,9	232,1	232,1
	COD totale	**mg/l**	436,6	436,6	436,6	436,6	436,6	436,6	451,9	451,9
	Azoto totale (N)	**mg/l**	58,6	58,6	58,6	58,6	58,6	58,6	62,6	62,6
	Fosforo totale (P)	**mg/l**	11,1	11,1	11,1	11,1	11,1	11,1	12,8	12,8
	Solidi sospesi totali (SST)	**mg/l**	202,0	202,0	202,0	202,0	202,0	202,0	205,9	205,9
	Cloruri	**mg/l**	350,0	350,0	350,0	350,0	350,0	350,0	350,0	350,0
Condizioni operative	Temperatura del refluo	°C	12	20	12	20	12	20	12	20
	Temperatura dell'aria	°C	5	30	5	30	5	30	5	30
	Portata ricircolo miscela aerata a UF	m^3/d	279150	279150	279150	279150	279150	279150	186505	186505
	Portata di estrazione fanghi di supero	m^3/d	1125	975	1125	975	1300	1150	960	840
	Ampiezza del ciclo di aerazione	h	24	24	4	4	24	24	24	24
	Frazione aerobica del ciclo di aerazione	%	100	100	50	50	100	100	100	100
	Dosaggio di agente defosfatante	mg Al/l	0	0	0	0	10,4	10,4	12,1	12,1
	Concentrazione media di SST nei reattori biologici	mg/l	8882	8295	8864	8286	9253	8835	8655	8359
	Concentrazione di SST nelle vasche UF	mg/l	11036	10308	11013	10297	11489	10972	10739	10375
	Produzione di fanghi di supero (SST)	kg/d	12415	10050	12390	10040	14936	12618	10310	8715
	Età del fango (SRT)	d	10,5	12,1	10,5	12,1	9,1	10,3	9,9	11,3
Caratteristiche dell'effluente dalla UF	**BOD_5**	**mg/l**	**2,0**	**2,0**	**2,2**	**2,3**	**2,0**	**2,0**	**1,9**	**1,9**
	COD totale	**mg/l**	**42,9**	**43,2**	**43,1**	**43,7**	**42,6**	**42,9**	**42,6**	**42,9**
	Azoto totale (N)	**mg/l**	**11,4**	**11,0**	**17,0**	**14,9**	**11,5**	**11,2**	**12,9**	**12,7**
	Azoto nitrico ($N\text{-}NO_3$)	mg/l	10,1	9,9	11,9	10,9	9,6	10,1	11,5	11,7
	Azoto ammoniacale ($N\text{-}NH_4$)	**mg/l**	**0,5**	**0,1**	**4,3**	**3,0**	**1,1**	**0,1**	**0,7**	**0,1**
	Fosforo totale (P)	**mg/l**	**7,6**	**8,6**	**7,6**	**8,6**	**1,2**	**1,5**	**1,3**	**1,7**
	Solidi sospesi totali (SST)	**mg/l**	**3,0**	**3,0**	**3,0**	**3,0**	**3,0**	**3,0**	**3,0**	**3,0**
	Cloruri	**mg/l**	**350,0**	**350,0**	**350,0**	**350,0**	**350,0**	**350,0**	**350,0**	**350,0**
Aerazione del comparto biologico	Set-point di ossigeno nei reattori (aerazione attiva)	mg/l	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
	Fabbisogno medio di ossigeno (AOR)	**kg/d**	**16045**	**17932**	**15759**	**16758**	**15428**	**17860**	**11079**	**13053**
	Fabbisogno di ossigeno (AOR) condizioni di punta	kg/h	1337	1494	1313	1396	1286	1488	923	1088
	Fabbisogno medio di ossigeno c.s. (SOR)	**kg/d**	**36279**	**39025**	**35576**	**36438**	**36035**	**40750**	**24557**	**28567**
	Fabbisogno di ossigeno c.s. (SOR) condizioni di punta	kg/h	3023,2	3252,1	4447,0	4554,7	3002,9	3395,9	2046,4	2380,6
	Resa trasferimento ossigeno (SOTE) - portata media	%	43,0	43,0	43,0	43,0	43,0	43,0	43,0	43,0
	Resa trasferimento ossigeno (SOTE) - portata massima	%	40,0	40,0	40,0	40,0	40,0	40,0	40,0	40,0
	Portata d'aria media giornaliera	**Nm^3/h**	**11718**	**12605**	**11491**	**11769**	**11639**	**13162**	**7932**	**9227**
	Portata d'aria media (durante le fasi aerobiche)	**Nm^3/h**	**11718**	**12605**	**22982**	**23539**	**11639**	**13162**	**7932**	**9227**
	Portata d'aria massima (in condizioni di punta)	**Nm^3/h**	**25193**	**27101**	**37059**	**37956**	**25024**	**28299**	**17054**	**19838**
	Consumi energetici medi per l'aerazione	**kWh/d**	**7734**	**8319**	**7584**	**7768**	**7682**	**8687**	**5235**	**6090**

Riferimenti per gli obiettivi di qualità dello scarico			
	Tabb. 1 e 3 All. 5 Parte III D.Lgs. 152/06		**D.M. 185/03**
Parametro	**Concentrazione [mg/l]**	**Riduzione**	**Concentrazione [mg/l]**
BOD_5	≤ 25	80	≤ 20
COD	≤ 125	75	≤ 100
SST	≤ 35	90	≤ 10
Azoto ammoniacale (NH_4^+)	≤ 15	-	≤ 2
Azoto nitrico (N)	≤ 20	-	-
Azoto totale (N)	-	-	≤ 15
Fosforo totale	≤ 10	-	≤ 2

Occorre infine sottolineare che, nella determinazione delle prestazioni della linea acque, grande importanza rivestono le portate di dreni generate dalla linea fanghi (a cui si possono associare significativi carichi inquinanti). Qualora nel corso del reale esercizio queste dovessero risultare superiori a quanto ipotizzato, la linea acque è comunque dotata di una potenzialità residua ulteriormente incrementabile con opportuni accorgimenti gestionali (per esempio, agendo sulle concentrazioni di biomassa in vasca o dosando carbonio esterno a sostegno della denitrificazione).

4.1.8. *Il rilancio dell'effluente allo scarico*

In tempo secco (per portate inferiori a 2 Qm), i reflui trattati, in virtù delle elevate prestazioni depurative dell'impianto, potranno essere indifferentemente avviati allo scarico direttamente al Torrente Polcevera (per mezzo di una nuova tubazione DN1200, funzionante a superficie libera) o in mare (attraverso l'esistente condotta sottomarina). Allo scopo sarà prevista l'interconnessione tra la vasca di alimentazione della condotta sottomarina e lo scarico nel Polcevera, nell'ottica di una più ampia flessibilità gestionale.

In tempo di pioggia, al crescere delle portate, i liquami in uscita dalla sezione di ultrafiltrazione (di migliore qualità) saranno preferenzialmente inviati allo scarico nel Polcevera; quelli scolmati dallo sfioro a monte del trattamento primario in tempo di pioggia (per una portata massima di 2 Qm, ovvero 4'307 m^3/h) saranno invece normalmente smaltiti attraverso la condotta di scarico sottomarina. Le motivazioni di tale scelta progettuale sono state dettagliatamente analizzate nella Relazione Generale.

In tempo secco, lo scarico dei liquami trattati (nel Polcevera o in mare) potrà avvenire a gravità. Per quanto riguarda lo scarico in mare, al crescere della portata, aumenterà il livello idrico nel bacino di accumulo fino ad un valore massimo in corrispondenza del quale saranno attivate apposite pompe di rilancio in grado di erogare anche le massime portate in tempo di pioggia (assunte, come già detto, pari a 2 Qm).

POMPE RILANCIO A MARE (P 304 A÷F)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	5+1R
Tipologia	-	Elettropompe centrifughe
Installazione	-	In camera asciutta
Tipologia fluido	-	Liquame grezzo
Portata di progetto del singolo dispositivo (totale)	m^3/h	861,4 (4'307)
Prevalenza*	m	22
Potenza nominale motore	kW	100
Avviamento	-	Soft start
* alla portata totale dell'impianto, con cinque pompe funzionanti in parallelo		

4.2. CALCOLI E VERIFICHE RELATIVI ALLA LINEA FANGHI

4.2.1. *L'arrivo dei fanghi*

I fanghi prodotti dai depuratori cittadini giungeranno alla specifica sezione di trattamento del D.A.C. attraverso appositi fangodotti, allo sbocco dei quali si uniranno ai fanghi generati dalla linea acque dello stesso D.A.C. e, in particolare, ai fanghi di supero estratti dal comparto biologico[10].

Come si è visto, i carichi di progetto, derivanti dalle stime dell'odierna produzione di fanghi, possono essere così riassunti.

IMPIANTO	Carico		Concentrazione fango	Portata
	[kgSST/d]	[tSST/y]	[%]	[m^3/d]
Valpolcevera	18'000	6'570	1%	1'800
Punta Vagno	15'000	5'475	1%	1'500
Darsena	8'250	3'011	1%	825
Sestri Ponente	3'750	1'369	1%	375
TOTALE	45'000	16'425	-	4'500

4.2.2. *Le vasche di contatto*

I fanghi trasportati dai fangodotti e quelli generati dallo stesso D.A.C. saranno ripartiti a quattro linee di condizionamento chimico, ognuna delle quali sezionabile a monte per mezzo di apposite saracinesche.

Le suddette linee di condizionamento chimico avranno la funzione di equalizzare la portata dei fanghi in ingresso e di consentire il dosaggio di reagenti chimici (idrossido di sodio e cloruro ferrico) volti ad ottimizzare il successivo processo di digestione.

In particolare, una correzione del pH mediante dosaggio di idrossido di sodio si rende necessaria per il prevedibile instaurarsi di processi di fermentazione dei fanghi nelle tubazioni di adduzione all'impianto: in tali condizioni il pH tende a diminuire, portandosi in campo acido (condizione sfavorevole per il successivo trattamento di digestione anaerobica).

Assieme alla soda, si potrà inoltre dosare cloruro ferrico che, oltre a stabilizzare il fango ed a facilitare la successiva fase di ispessimento, favorisce l'abbattimento dell'idrogeno solforato nei digestori. Tale composto si ritrova infatti nel biogas generato nel corso della digestione anaerobica e può essere emesso in atmosfera direttamente od in seguito alla combustione del biogas stesso. L'idrogeno solforato risulta assai nocivo per l'uomo e per l'ambiente; inoltre, esso può danneggiare i sistemi di combustione. Per questi motivi deve essere rimosso dal biogas con appositi trattamenti. In alternativa, come nel caso in esame, si può contenere la liberazione di idrogeno solforato nel biogas

[10] I fanghi primari estratti dai filtri rotativi a tela sono, come già detto, caratterizzati da concentrazioni di sostanza secca anche superiori al 5% e, pertanto, potranno normalmente unirsi alla restante portata di fanghi a valle del preispessimento dinamico (si veda al riguardo lo specifico paragrafo della presente Relazione).

con l'aggiunta di cloruro ferrico: il ferro causa infatti la precipitazione dello zolfo e previene la produzione dell'acido solfidrico. Ciò premesso, il comparto sarà strutturato in totale su quattro linee di miscelazione: ciascuna linea sarà costituita da una vasca circolare avente un volume unitario pari a 27 m^3.

VASCHE DI CONTATTO (TK 401 A÷D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero unità di trattamento	-	4
Tipologia	-	In acciaio inox AISI 316L
Diametro	m	2,40
Altezza parte cilindrica	m	6,05
Altezza liquido	m	5,90
Volume utile	m^3	27

All'interno delle vasche di contatto saranno installati sistemi di agitazione costituiti da mixer verticali equipaggiati con inverter per garantire una completa regolazione della miscelazione.

ELETTROMISCELATORI VASCHE CONTATTO (MIX 402 A÷D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Dimensioni utili della singola vasca	m	2,4 (Φ) x 5,9 (h)
Tipologia fluido	-	Fanghi misti (1 %)
Numero dispositivi per vasca (totali)	-	1 (3)
Tipologia	-	Ad asse verticale
Lunghezza albero	mm	5500
Velocità di rotazione	rpm	32
Numero di pale	-	3
Diametro elica	mm	1200
Potenza nominale	kW	0,75
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

Ognuna delle vasche suddette sarà dotata di strumentazione in grado di rilevare in tempo reale il pH presente in vasca e, al contempo, di regolare il dosaggio di idrossido di sodio. Un sistema di lavaggio automatizzato garantirà la pulizia e quindi il corretto funzionamento della strumentazione. Sonde per la misura della concentrazione di SST nei fanghi in uscita dai reattori consentiranno di ottimizzare il dosaggio di polielettrolita nella successiva sezione di ispessimento dinamico.

Completano il reparto i sistemi di stoccaggio e dosaggio del cloruro ferrico e dell'idrossido di sodio (composti da serbatoi di accumulo del reagente e da pompe dosatrici).

SISTEMA STOCCAGGIO E DOSAGGIO CLORURO FERRICO
(S 401 + PD 401 A/B/C/D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero pompe dosatrici	-	4
Tipologia	-	A membrana
Tipologia fluido	-	Soluzione commerciale $FeCl_3$
Portata	l/h	10 – 100
Pressione operativa massima	bar	7
Potenza installata	kW	0,25
Avviamento	-	Diretto
Numero serbatoi di stoccaggio	-	1
Dimensioni del singolo serbatoio	m	2,5 (Φ) x 5,5 (h)
Volume utile di ciascun serbatoio	m^3	27,1

SISTEMA STOCCAGGIO E DOSAGGIO IDROSSIDO DI SODIO
(S 402 + PD 402 A/B/C/D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero pompe dosatrici	-	4
Tipologia	-	A membrana
Tipologia fluido	-	Soluzione commerciale NaOH
Portata	l/h	10 – 100
Pressione operativa massima	bar	7
Potenza installata	kW	0,25
Avviamento	-	Diretto
Numero serbatoi di stoccaggio	-	1
Dimensioni del singolo serbatoio	m	2,5 (Φ) x 5,5 (h)
Volume utile di ciascun serbatoio	m^3	27,1

4.2.3. *Determinazione del consumo di cloruro ferrico per la precipitazione chimica dello zolfo*

Come già detto, è stata privilegiata la precipitazione chimica dello zolfo in quanto, oltre a poter vantare numerose applicazioni in Italia, la tecnologia garantisce un risultato ottimale a fronte di costi impiantistici e gestionali ridotti e di una notevole semplicità operativa.

I valori di concentrazione di H_2S nel biogas prodotto che possono essere considerati compatibili con il corretto funzionamento dei dispositivi di combustione sono inferiori a 100 ppmv.

Il cloruro ferrico sarà dosato normalmente nei suddetti bacini di condizionamento chimico (se necessario potrà anche essere additivato direttamente all'interno dei digestori). In base alla letteratura ed alle applicazioni effettuate in Italia, si è potuto riscontrare che valori di dosaggio di ferro da 7 ad 11 kg per tonnellata di sostanza secca possono essere sufficienti per garantire un abbattimento dello zolfo tale da ridurre la concentrazione di H_2S nel biogas al di sotto della soglia di 100 ppmv.

Stabilito il dosaggio di ferro (7 kg di ferro per tonnellata di sostanza secca immessa nei digestori, a cui corrispondono circa 20 kg di cloruro ferrico ($FeCl_3$)) e considerando l'impiego di una soluzione commerciale di cloruro ferrico al 40% di concentrazione, in corrispondenza del trattamento di un quantitativo massimo di solidi pari a 45'000 kg SS/d sarà necessario dosare circa 1,6 m^3/d di soluzione commerciale di cloruro ferrico.

È immediato verificare che un volume di stoccaggio di circa 27 m^3 assicura un'autonomia di esercizio del trattamento in esame di circa 17 giorni.

Parametro	U.d.m.	Valore
Portata sostanza secca in ingresso	kg SST/d	45'000
Dosaggio $FeCl_3$	kg/t SST	20
Densità della soluzione di $FeCl_3$	kg/m^3	1400
Portata media di soluzione di $FeCl_3$	m^3/d	1,61

4.2.4. *Il preispessimento dinamico*

Per incrementare la concentrazione del fango in ingresso alla digestione anaerobica, sarà realizzato un comparto di ispessimento dinamico.

Come le sezioni di trattamento precedenti, anche l'ispessimento sarà ospitato all'interno dell'edificio tecnico principale della linea fanghi. Le caratteristiche delle apparecchiature in progetto sono di seguito riassunte.

ISPESSITORI DINAMICI (ISD 501 A/B/C/D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Fanghi in ingresso all'ispessimento	kg SS/d	45'000
Concentrazione media fanghi in ingresso all'ispessimento	kg SS/m^3	10
Portata complessiva fanghi in ingresso all'ispessimento	m^3/d	4'500
	m^3/h	188
Età media del fango in ingresso all'ispessimento	-	5
Numero ispessitori	-	4
Portata massima trattabile dal singolo dispositivo (1,0 % SS)	m^3/h	90
Portata massima trattabile dal singolo dispositivo (1,5 % SS)	m^3/h	76
Concentrazione sostanza secca ottenibile dopo l'ispessimento	%	5÷10
Consumo di polielettrolita (sostanza attiva)	g/kgSS	3÷6
Potenza installata (singolo dispositivo)	kW	3,3

Come si può constatare, i macchinari selezionati sono in grado di trattare la portata massima complessiva di fanghi (4'500 m^3/d, 188 m^3/h). Ammettendo che i fanghi primari del D.A.C. (già ispessiti dagli RBF) possano essere alimentati direttamente a monte della digestione, aggirando il comparto in esame, due ispessitori risulteranno normalmente sufficienti al trattamento.

L'alimentazione dei macchinari sarà garantita in totale da quattro pompe monovite. La sezione di ispessimento sarà inoltre corredata di una stazione di preparazione e dosaggio del polielettrolita.

POMPE ALIMENTAZIONE ISPESSITORI (PM 501 A÷D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	4
Tipologia	-	A monovite eccentrica
Installazione	-	In camera asciutta
Tipologia fluido	-	Fanghi (1,0 %)
Portata di progetto del singolo dispositivo	m^3/h	90
Prevalenza	m	30,0
Potenza nominale motore	kW	18,5
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

STAZIONE DI PREPARAZIONE E DOSAGGIO POLIELETTROLITA (POL 501 A/B + PM 502 A÷D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero stazioni di preparazione polielettrolita	-	2
Portata massima di soluzione preparata	l/h	3'000
Fabbisogno minimo di acqua di diluizione	m^3/h	> 3,5
Portata massima pompa dosaggio polielettrolita concentrato	l/h	120
Potenza installata singola stazione	kW	3
Numero pompe dosaggio polielettrolita	-	4
Tipologia	-	A monovite eccentrica
Portata	l/h	500 – 3'000 l/h
Pressione mandata	bar	5
Potenza installata	kW	1,5
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

Sulla base del bilancio di massa della sezione, le caratteristiche del fango dopo l'ispessimento risultano:

Parametro	U.d.m.	Valore
Portata di solidi (SST) in ingresso	kg SS/d	45'000
Portata di fango in ingresso	m^3/d	4'500
Concentrazione del fango in ingresso	%	1
Portata di solidi (SST) in uscita	kg SS/d	43'182
Portata di fango in uscita	m^3/d	864
Concentrazione del fango in uscita	%	5
Portata di solidi nel dreno	kg SS/d	1'818
Portata di dreno	m^3/d	3'636

Il fango in uscita da ogni ispessitore sarà scaricato a gravità all'interno di quattro vasche di accumulo da cui sarà successivamente inviato alla digestione anaerobica.

4.2.5. *La digestione anaerobica dei fanghi*

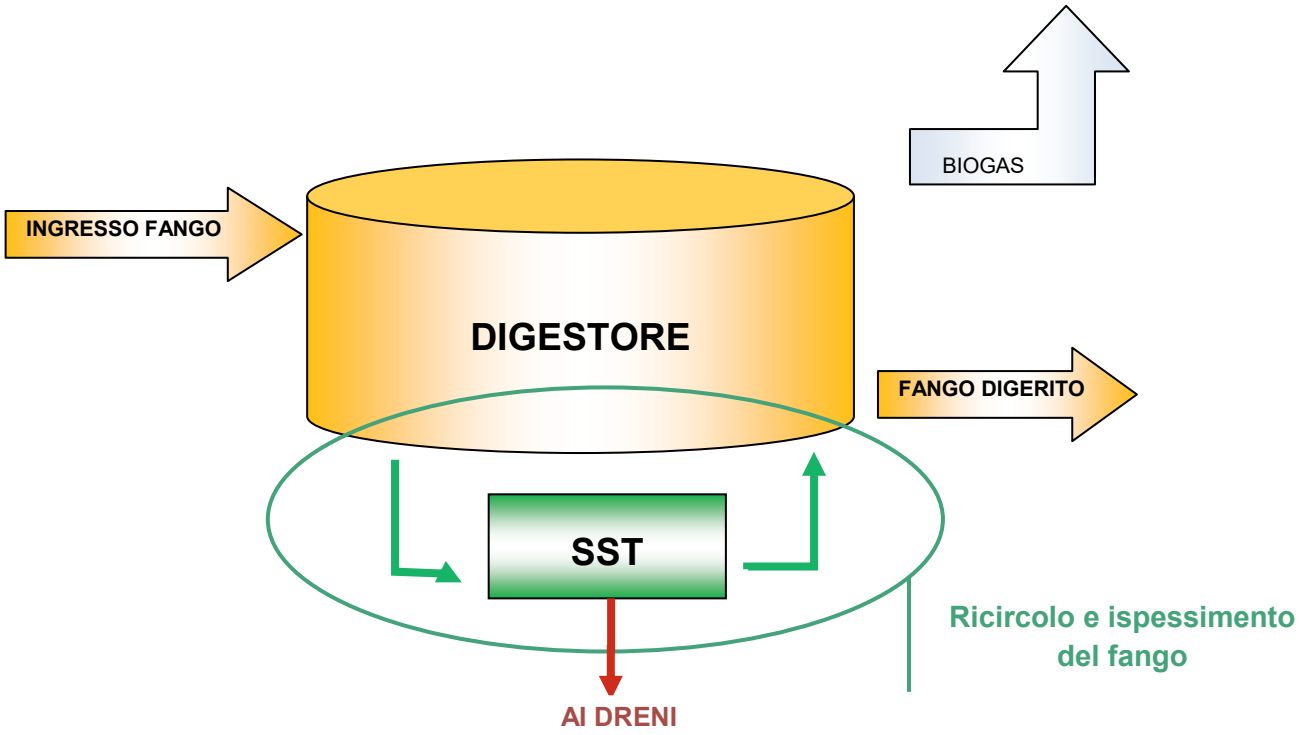
Il cuore della linea fanghi è costituito dalla sezione di digestione anaerobica.

Sulla scorta delle analisi condotte ai precedenti livelli di progettazione, al fine di massimizzare le prestazioni del reparto (in termini di riduzione di SSV e di produzione di biogas), si è optato per l'implementazione di un processo di stabilizzazione avanzata con ricircolo ed addensamento dinamico dei fanghi presenti nei digestori.

Il processo in esame consiste in una classica digestione anaerobica mesofila a cui viene applicato un ricircolo interno del fango. Quest'ultimo viene sottoposto ad addensamento (per l'aumento del contenuto di sostanza secca) per poi essere nuovamente immesso all'interno dei digestori.

In tal modo, come si vedrà nel seguito, l'efficienza della stabilizzazione può essere notevolmente incrementata rispetto ad un processo tradizionale senza ricircolo.

L'inserimento di appositi addensatori dinamici su circuiti di ricircolo interno dei fanghi, incrementando la concentrazione di SST nei bacini, permette di innalzare il valore dell'età del fango (SRT) a parità di volume di reazione (in assenza del ricircolo, l'età del fango coincide infatti con il tempo di ritenzione idraulica). L'effetto ottenibile in termini di rese depurative è equivalente a quello riscontrabile con un incremento del volume dei reattori.



Più nel dettaglio, lo schema di trattamento sopra descritto richiede la realizzazione di una sezione di ispessimento dinamico costituita da quattro dispositivi (uno per ciascun digestore) in grado di ricevere il fango contenuto nei reattori il quale viene mantenuto ad una concentrazione di sostanza secca anche pari al 6%, proprio grazie agli ispessitori. La portata idraulica di progetto per ciascun addensatore sarà pari a circa 10 m^3/h. La concentrazione di SST nel fango in uscita dalle macchine si assume pari al 12%. Il fango sarà prelevato a qualche metro dal fondo dei reattori mediante una tubazione e sarà inviato agli ispessitori per mezzo di pompe monovite. Prima di essere sottoposto ad addensamento, al fango sarà aggiunta una soluzione di polielettrolita allo 0,4% il cui scopo è quello di aumentare la disidratabilità del fango stesso.

ADDENSATORI DINAMICI RICIRCOLO INTERNO (ISD 601 A÷D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero unità	-	4
Portata idraulica massima	m^3/h	30
Concentrazione fanghi in ingresso	%	6
Concentrazione attesa fanghi ispessiti	%	12
Velocità di rotazione	rpm	7,9
Potenza installata	kW	3,8

I dreni prodotti dal processo di addensamento saranno sostanzialmente compensati da una minore produzione di acque di risulta nella successiva sezione di disidratazione; pertanto, si può ritenere che, a parità di quantitativo di materia in ingresso alla linea fanghi, la portata totale di acque di drenaggio rimanga pressoché inalterata rispetto ad una configurazione operativa priva di ricircolo interno.

Il comparto di digestione anaerobica in progetto sarà costituito da quattro reattori realizzati con pannelli in acciaio vetrificato, di uguali dimensioni, aventi diametro interno 18,7 m ed altezza utile di 18,3 m, per una volumetria utile unitaria di circa 5'000 m^3.

DIGESTORI ANAEROBICI (DIG 601 A÷D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero unità	-	4
Dimensioni utili	m	18,7 (Φ) x 18,3 (h)
Volume utile del singolo digestore (totale)	m^3	5'000 (20'000)
Materiale	-	Acciaio vetrificato

Ogni digestore sarà attrezzato con un agitatore di tipo verticale a due pale, soluzione che è stata ritenuta la più idonea a garantire l'omogeneizzazione del fango all'interno dei reattori (in termini di composizione e temperatura) anche in presenza di elevate concentrazioni di solidi sospesi. Un'adeguata miscelazione risulta infatti fondamentale per assicurare la regolare conduzione del processo e per massimizzare la produzione di biogas.

I miscelatori saranno installati mediante attacchi flangiati sulla copertura dei digestori.

POMPE CARICAMENTO FANGHI AI DIGESTORI (PM 601 A/B/C/D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	4
Tipologia	-	A monovite eccentrica
Installazione	-	In camera asciutta
Tipologia fluido	-	Fanghi misti (5-10 %)
Portata di progetto del singolo dispositivo	m^3/h	40
Prevalenza (di cui geodetica)	m	80 (20)
Potenza nominale motore	kW	22
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

POMPE RICIRCOLO FANGHI AGLI ADDENSATORI (PM 602 A/B/C/D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	4
Tipologia	-	A monovite eccentrica
Installazione	-	In camera asciutta
Tipologia fluido	-	Fanghi misti (5-10 %)
Portata di progetto del singolo dispositivo	m^3/h	30
Prevalenza	m	80
Potenza nominale motore	kW	15
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

POMPE RICIRCOLO FANGHI ISPESSITI (PM 603 A/B/C/D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	4
Tipologia	-	A monovite eccentrica
Installazione	-	In camera asciutta
Tipologia fluido	-	Fanghi misti (9-13 %)
Portata di progetto del singolo dispositivo	m^3/h	10
Prevalenza	m	60
Potenza nominale motore	kW	7,5
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

ELETTROMISCELATORI DIGESTORI (MIX 601 A/B/C/D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero reattori	-	3
Dimensioni utili della singola vasca	m	18,7 (Φ) x 18,3 (h)
Tipologia fluido	-	Fanghi misti o primari (2-7%)
Numero dispositivi per reattore (totali)	-	1 (3)
Tipologia	-	Ad asse verticale
Spinta assiale	N	10040
Velocità di rotazione	rpm	18
Numero di eliche / numero pale per elica	-	2 / 3
Diametro eliche	mm	3000 (sup.) / 4000 (inf.)
Potenza nominale	kW	11
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

4.2.6. *Le apparecchiature e le sezioni ausiliarie della digestione anaerobica*

I digestori saranno inoltre riscaldati attraverso scambiatori di calore in acciaio inox AISI 316L, installati direttamente all'interno dei reattori. Grazie a tali scambiatori, il calore generato dal motore CHP o dalla caldaia (descritti nel seguito) sarà trasferito al fango.

SCAMBIATORI DI CALORE (SC 601 A/B/C/D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero scambiatori per digestore (totali)	-	1 (4)
Tipologia	-	Interni al digestore
Potenzialità	kW	1'400
Portata acqua (fluido caldo)	m^3/h	50 ÷ 80
Temperatura acqua	°C	80 ÷ 65

Sarà inoltre realizzato un volume di accumulo dei fanghi stabilizzati che consentirà così l'equalizzazione del flusso da inviare alla successiva sezione di disidratazione meccanica.

ACCUMULO FANGHI DIGERITI (TK 601)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero unità	-	1 (diviso in 4 compartimenti)
Dimensioni utili	m	18 (Φ) x 7,5 (h)
Volume utile del singolo comparto (totale)	m^3	1'900 (475)
Materiale	-	Acciaio vetrificato

4.2.7. *La verifica del processo di digestione anaerobica*

L'individuazione delle volumetrie necessarie al corretto svolgimento del processo di stabilizzazione e la selezione della taglia dei principali dispositivi elettromeccanici sono state suffragate da specifici calcoli di verifica. In particolare, sono stati analizzati due scenari:

scenario 1: alimentazione ad un trattamento di digestione mesofila convenzionale (monostadio) del massimo quantitativo di fanghi di progetto, previo preispessimento di questi ultimi.

scenario 2: alimentazione ad un trattamento di digestione mesofila avanzata (monostadio, con ricircolo interno) del massimo quantitativo di fanghi di progetto, previo preispessimento di questi ultimi.

Nel seguito si riportano i risultati delle verifiche condotte in relazione al dimensionamento ed all'efficienza prestazionale del comparto.

Al riguardo, particolare rilevanza assume la determinazione delle rese di riduzione dei solidi sospesi volatili (SSV) e di produzione di biogas: la letteratura tecnica rende disponibili curve di rendimento ricavate sulla base di dati sperimentali in cui la percentuale di rimozione di SSV e la produzione specifica di biogas (ovvero il volume di biogas prodotto per kg di SSV consumati) vengono espresse in funzione del tempo di ritenzione nei digestori, del rapporto SSV/SST e della temperatura di esercizio dei reattori.

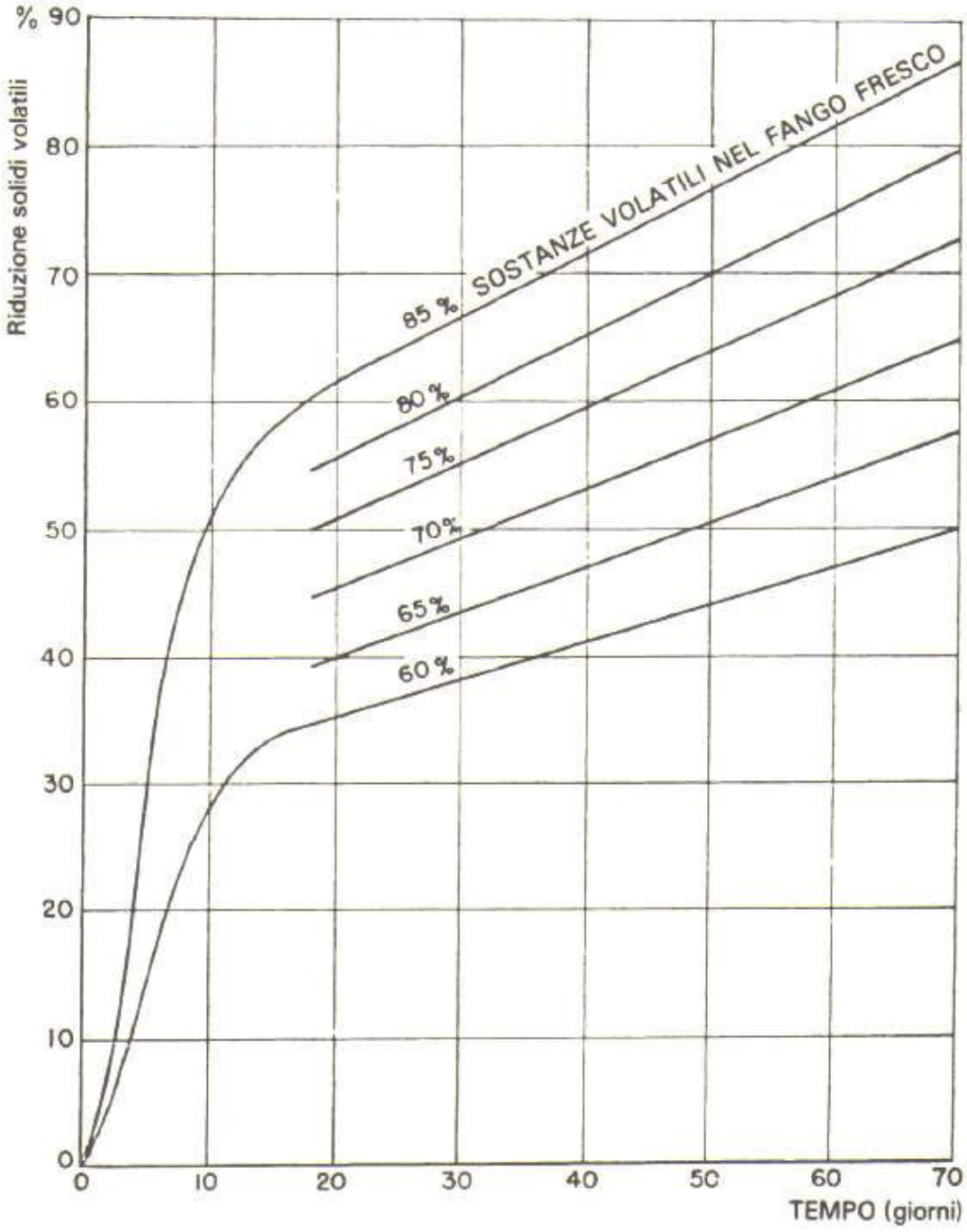


Figura 1 - Riduzione del contenuto di solidi volatili in funzione del tempo di ritenzione nel digestore per diversi tenori di sostanze volatili nel fango fresco (da Vismara R., Depurazione Biologica, HOEPLI)

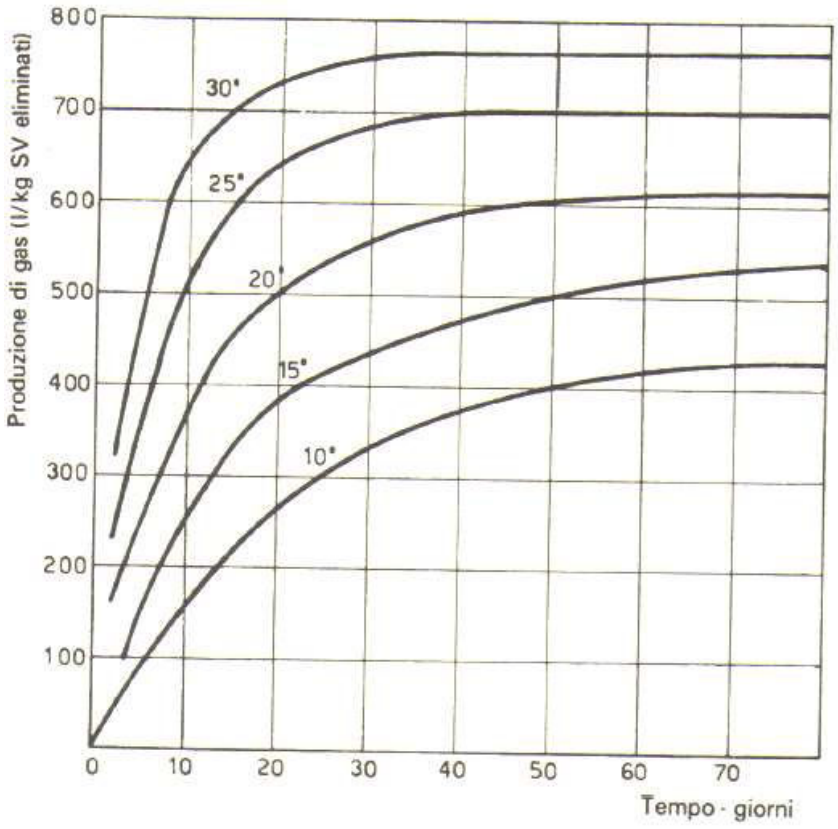


Figura 2 – Produzione di gas per unità di peso di solidi volatili eliminati in funzione del tempo di digestione per varie temperature operative (da Vismara R., Depurazione Biologica, HOEPLI)

Per quel che concerne i fabbisogni energetici del comparto, essi sono rappresentati dall'energia elettrica assorbita dalle principali utenze (pompe di caricamento, sistemi di miscelazione, etc.) e dall'energia termica che deve essere trasferita al fango in ingresso per il riscaldamento dello stesso. Quest'ultima viene quindi determinata come somma di due componenti:

- l'energia termica per il riscaldamento della portata in arrivo dall'ispessimento. Essa viene calcolata mediante la seguente relazione:

  $$E_r = \rho_f \cdot c_{sf} \cdot q_{ff} \cdot \Delta T_r$$

  dove ρ_f, c_{sf} e V_{ff} sono rispettivamente la densità, il calore specifico ed il volume di fango (portata di fango moltiplicata per il tempo di caricamento dei reattori) e ΔT_r è la differenza tra le temperature del fango nel digestore e di quello in alimentazione;

- l'energia termica necessaria a compensare le perdite di calore attraverso la superficie dei digestori, espressa tramite la formula:

  $$E_p = \Delta T_p \cdot \Sigma(k_T \cdot S)$$

  in cui k_T è il coefficiente di trasmissione del calore (funzione dei materiali, degli spessori e dei mezzi a contatto), S è l'area delle superfici di scambio, ΔT_p è la differenza di temperatura tra l'ambiente interno ai reattori e quello esterno (aria, suolo).

Nel caso specifico, per le superfici fuori terra dei digestori, ai fini del calcolo dei coefficienti di trasmissione del calore, si è tenuto conto di una coibentazione con pannelli di lana di roccia (0,032 kcal/m/h/°C) dello spessore di 10 cm.

Il complesso dell'energia termica necessaria al processo viene trasferito al fango attraverso appositi scambiatori di calore installati all'interno dei digestori.

Le seguenti tabelle riassumono i risultati dei principali bilanci di massa e di energia relativi al comparto di digestione anaerobica e riportano i parametri operativi e prestazionali più significativi ai fini del corretto dimensionamento delle dotazioni impiantistiche. I calcoli sono riferiti al singolo digestore: i quattro digestori saranno eserciti in parallelo, nelle medesime condizioni operative. È stata inoltre prevista la possibilità di trattare su un digestore i soli fanghi primari prodotti dal D.A.C.: dato che detti fanghi primari rappresentano, nella configurazione di progetto dell'impianto, circa un quarto del totale, ciascun digestore continuerà ad essere soggetto al medesimo carico di fango che si ha nell'ipotesi di una ripartizione uniforme dei fanghi sulle diverse linee di trattamento. Per questo motivo, l'ipotesi di un trattamento separato dei fanghi primari non è stata oggetto di un ulteriore scenario di analisi.

			Scenario 1		Scenario 2	
	Parametro	**U.d.m.**	**inverno**	**estate**	**inverno**	**estate**
	Quantità totale giornaliera SST da trattare	**kg_{SST}/d**	**10795,5**	**10795,5**	**10795,5**	**10795,5**
	Quantità totale giornaliera SSV da trattare	kg_{SSV}/d	7340,9	7340,9	7340,9	7340,9
	Frazione SSV/SST	kg_{SSV}/kg_{SST}	0,68	0,68	0,68	0,68
	Portata totale da trattare	**m^3/d**	**216**	**216**	**216**	**216**
	Concentrazione fanghi da trattare	kg_{SST}/m^3	50,0	50,0	50,0	50,0
Condizioni operative del digestore	Temperatura digestore	°C	38	38	38	38
	Rimozione SSV	%	46	46	58	58
	SSV trasformati in biogas	kg_{SSV}/d	3376,8	3376,8	4257,7	4257,7
	Fanghi in uscita dal digestore	**kg_{SST}/d**	**7418,6**	**7418,6**	**6486,5**	**6486,5**
	Dreni in uscita dal digestore	**m^3/d**	**0,0**	**0,0**	**107,9**	**107,9**
	SSV in uscita dal digestore	kg_{SSV}/d	3964,1	3964,1	3059,0	3059,0
	Frazione SSV/SST all'interno del digestore	kg_{SSV}/kg_{SST}	0,53	0,53	0,47	0,47
	Concentrazione fango nel digestore	kg/m^3	34,4	34,4	60,0	60,0
	Fattore di carico Fc_{SSV} di progetto	kg_{SSV}/m^3 d	1,47	1,47	1,47	1,47
	Volume utile del singolo digestore	**m^3**	**5000**	**5000**	**5000**	**5000**
	Tempo di ritenzione idraulico	**d**	**23,2**	**23,2**	**23,2**	**23,2**
	Tempo di ritenzione cellulare	**d**	**23,2**	**23,2**	**45,9**	**45,9**
	Età del fango grezzo	**d**	**5**	**5**	**5**	**5**
	Età complessiva del fango	**d**	**28,2**	**28,2**	**50,9**	**50,9**
	SRT*T	**d°C**	**1070**	**1070**	**1934**	**1934**
Energia producibile dal digestore	Produzione specifica biogas (rispetto ai volatili abbattuti)	m^3_{biogas}/kg_{SSV}	0,80	0,80	0,80	0,80
	Produzione biogas	**m^3/d**	**2701,5**	**2701,5**	**3406,2**	**3406,2**
	Potere calorifico biogas	kWh/m^3	6,39	6,39	6,39	6,39
	Energia disponibile	**kWh/d**	**17262,3**	**17262,3**	**21765,5**	**21765,5**

			Scenario 1		Scenario 2	
	Parametro	**U.d.m.**	**inverno**	**estate**	**inverno**	**estate**
Bilancio termico del digestore	Coeff trasf. termico pareti a contatto con terreno	W/m^2 °C	0,35	0,35	0,35	0,35
	Coeff trasf. termico pareti esposte all'aria	W/m^2 °C	0,37	0,37	0,37	0,37
	Coeff trasf. termico fondo digestore a contatto con terreno	W/m^2 °C	2,7	2,7	2,7	2,7
	Coeff trasf. termico tetto esposto all'aria	W/m^2 °C	0,36	0,36	0,36	0,36
	Temperatura aria	°C	5,0	30,0	5,0	30,0
	Temperatura terreno in contatto con le pareti	°C	18,0	18,0	18,0	18,0
	Superficie delle pareti interrate	m^2	0,0	0,0	0,0	0,0
	Superficie delle pareti esposte all'aria	m^2	1096,8	1096,8	1096,8	1096,8
	Superficie del fondo	m^2	273,8	273,8	273,8	273,8
	Superficie del tetto	m^2	282,8	282,8	282,8	282,8
	Perdite termiche pareti interrate	kWh/d	0,0	0,0	0,0	0,0
	Perdite termiche pareti esposte all'aria	kWh/d	321,4	77,9	321,4	77,9
	Perdite termiche fondo digestore	kWh/d	352,2	352,2	352,2	352,2
	Perdite termiche tetto digestore	kWh/d	80,6	19,5	80,6	19,5
	Energia giornaliera richiesta (per perdite)	**kWh/d**	**754,2**	**449,6**	**754,2**	**449,6**
	Potenza termica richiesta	kW	31,4	18,7	31,4	18,7
	Calore specifico fango	kWh/(m^3°K)	1,163	1,163	1,163	1,163
	Temperatura fango in arrivo alla digestione	°C	12,0	20,0	12,0	20,0
	Ore previste per il caricamento giornaliero del digestore	h/d	6,0	6,0	6,0	6,0
	Portata complessiva alimentazione	m^3/h	36,0	36,0	36,0	36,0
	Numero di pompe necessarie (una per digestore)		1,0	1,0	1,0	1,0
	Portata pompe alimentazione	m^3/h	36,0	36,0	36,0	36,0
	Temperatura del fango in ingresso al digestore	°C	38,0	38,0	38,0	38,0
	Rendimento scambiatori	%	90,0	90,0	90,0	90,0
	Salto termico massimo dello scambiatore principale	°K	26,0	18,0	26,0	18,0
	Potenza termica richiesta	kW	1208,8	836,9	1208,8	836,9
	Energia giornaliera richiesta (per riscaldamento ingresso)	**kWh/d**	**7252,8**	**5021,2**	**7252,8**	**5021,2**
	Energia termica richiesta totale	**kWh/d**	**8007,0**	**5470,8**	**8007,0**	**5470,8**
Scambiatore di calore	Energia termica richiesta	kWh/d	8007,0	5470,8	8007,0	5470,8
	Potenza termica richiesta	kW	1240,2	855,6	1240,2	855,6
	Numero di scambiatori	-	1,0	1,0	1,0	1,0
	Potenza termica richiesta al singolo scambiatore	**kW**	**1240,2**	**855,6**	**1240,2**	**855,6**
	Fluido caldo					
	Temperatura massima dell'acqua in ingresso allo scambiatore	°C	80,0	80,0	80,0	80,0
	Temperatura minima dell'acqua in uscita dallo scambiatore	°C	65,0	65,0	65,0	65,0
	Portata dell'acqua del circuito di riscaldamento	m^3/h	71,1	49,1	71,1	49,1
	Portata d'acqua al singolo scambiatore	**m^3/h**	**71,1**	**49,1**	**71,1**	**49,1**
Autoconsumi elettrici	Portata pompe di alimentazione digestione	m^3/h	36,0	36,0	36,0	36,0
	Potenza assorbita motore	kW	6,4	6,4	6,4	6,4
	Ore di funzionamento giornaliero	h/d	6,0	6,0	6,0	6,0
	Energia richiesta dalle pompe di alimentazione digestore	**kWh/d**	**38,4**	**38,4**	**38,4**	**38,4**
	Portata pompe di ricircolo digestione	m^3/h	0,0	0,0	9,0	9,0
	Potenza assorbita motore	kW	0,0	0,0	1,3	1,3
	Ore di funzionamento giornaliero	h/d	0,0	0,0	24,0	24,0
	Energia richiesta dalle pompe di ricircolo digestore	**kWh/d**	**0,0**	**0,0**	**32,0**	**32,0**
	Potenza assorbita dal sistema di miscelazione	kW	7,7	7,7	7,7	7,7
	Ore di funzionamento giornaliero	h/d	24,0	24,0	24,0	24,0
	Energia richiesta dal sistema di miscelazione del digestore	**kWh/d**	**184,2**	**184,2**	**184,2**	**184,2**
	Potenza assorbita dal sistema di addensamento	kW	0,0	0,0	12,0	12,0
	Ore di funzionamento giornaliero	h/d	0,0	0,0	24,0	24,0
	Energia richiesta dal sistema di addensamento del digestore	**kWh/d**	**0,0**	**0,0**	**576,0**	**576,0**
	Fattore di sicurezza		1,2	1,2	1,2	1,2
	Potenza elettrica massima richiesta (autoconsumi)	kW	16,9	16,9	32,9	32,9
	Energia elettrica giornaliera richiesta (autoconsumi)	**kWh/d**	**267,2**	**267,2**	**996,7**	**996,7**

		Scenario 1		Scenario 2	
Parametro	**U.d.m.**	**Inverno**	**Estate**	**Inverno**	**Estate**
Biogas globalmente prodotto	m^3/d	**10805,8**	**10805,8**	**13624,7**	**13624,7**
Potere calorifico inferiore del biogas	kWh/m^3	6,39	6,39	6,39	6,39
Energia disponibile globale	**kWh/d**	**69049**	**69049**	**87062**	**87062**
Frazione biogas inviata alla cogenerazione	**%**	**85,0**	**100,0**	**100,0**	**100,0**
Rendimento elettrico medio cogeneratore	%	41	41	41	41
Rendimento termico medio cogeneratore	%	40	40	40	40
Potenza elettrica media producibile dal cogeneratore	**kW_{el}**	**1002,7**	**1179,6**	**1487,3**	**1487,3**
Potenza termica media producibile dal cogeneratore	**kW_{ter}**	**978,2**	**1150,8**	**1451,0**	**1451,0**
Frazione biogas inviata alla combustione in caldaia	**%**	**15,0**	**0,0**	**0,0**	**0,0**
Rendimento termico medio caldaia	%	90	90	90	90
Potenza termica media producibile dalla caldaia	**kW_{ter}**	**388,4**	**0,0**	**0,0**	**0,0**
Energia elettrica producibile totale (cogeneratore)	**kWh/d**	**24064**	**28310**	**35695**	**35695**
Energia elettrica richiesta in digestione (autoconsumi)	kWh/d	1069	1069	3987	3987
Energia elettrica netta producibile	**kWh/d**	**22995**	**27241**	**31709**	**31709**
Potenza elettrica disponibile totale	kW_{el}	1002,7	1179,6	1487,3	1487,3
Potenza elettrica massima richiesta	kW_{el}	44,5	44,5	108,5	108,5
Potenza elettrica disponibile netta	**kW_{el}**	**958,1**	**1135,1**	**1378,8**	**1378,8**
Energia termica producibile totale (cogeneratore + caldaia)	**kWh/d**	**32798**	**27620**	**34825**	**34825**
Energia termica richiesta in digestione (riscaldamento)	kWh/d	32028	21883	32028	21883
Energia termica netta producibile	**kWh/d**	**770**	**5736**	**2797**	**12942**
Potenza termica disponibile totale	kW_{ter}	1366,6	1150,8	1451,0	1451,0
Potenza termica massima richiesta	kW_{ter}	1334,5	911,8	1334,5	911,8
Potenza termica disponibile netta	**kW_{ter}**	**32,1**	**239,0**	**116,5**	**539,2**

I risultati sopra riportati confermano l'adeguatezza dei volumi di digestione in rapporto al carico di fango in alimentazione nelle condizioni di esercizio analizzate. Inoltre, si può notare come, negli scenari considerati, il comparto sia in grado di autosostenere i propri fabbisogni termici ed elettrici, rendendo altresì disponibili quote di energia termica e di energia elettrica per altre sezioni dell'impianto.

Infine, è evidente l'ottimizzazione prestazionale associata all'implementazione dello schema di processo con ricircolo interno del fango, ottimizzazione che si concretizza in un'aumentata riduzione dei fanghi in uscita ed in una maggiore produzione di biogas. Ciò è legato al significativo aumento dell'età del fango conseguibile nella modalità di funzionamento in esame. La disponibilità del ricircolo interno del fango assicura poi una maggiore sicurezza gestionale all'intero impianto: qualora in fase di esercizio il Gestore ne ravvisasse la necessità, operando con una minore età del fango (di circa 23 d, corrispondente a quella relativa alla configurazione priva di ricircolo interno), si potrà procedere alla digestione dei carichi di SST di progetto utilizzando solo tre digestori. Il quarto digestore potrà essere impiegato come vasca di accumulo od equalizzazione dei reflui o dei fanghi in ingresso all'impianto.

Oltre alla verifica del processo che si instaura all'interno dei reattori, un aspetto fondamentale da considerare nel dimensionamento della sezione di digestione è la geometria del comparto.

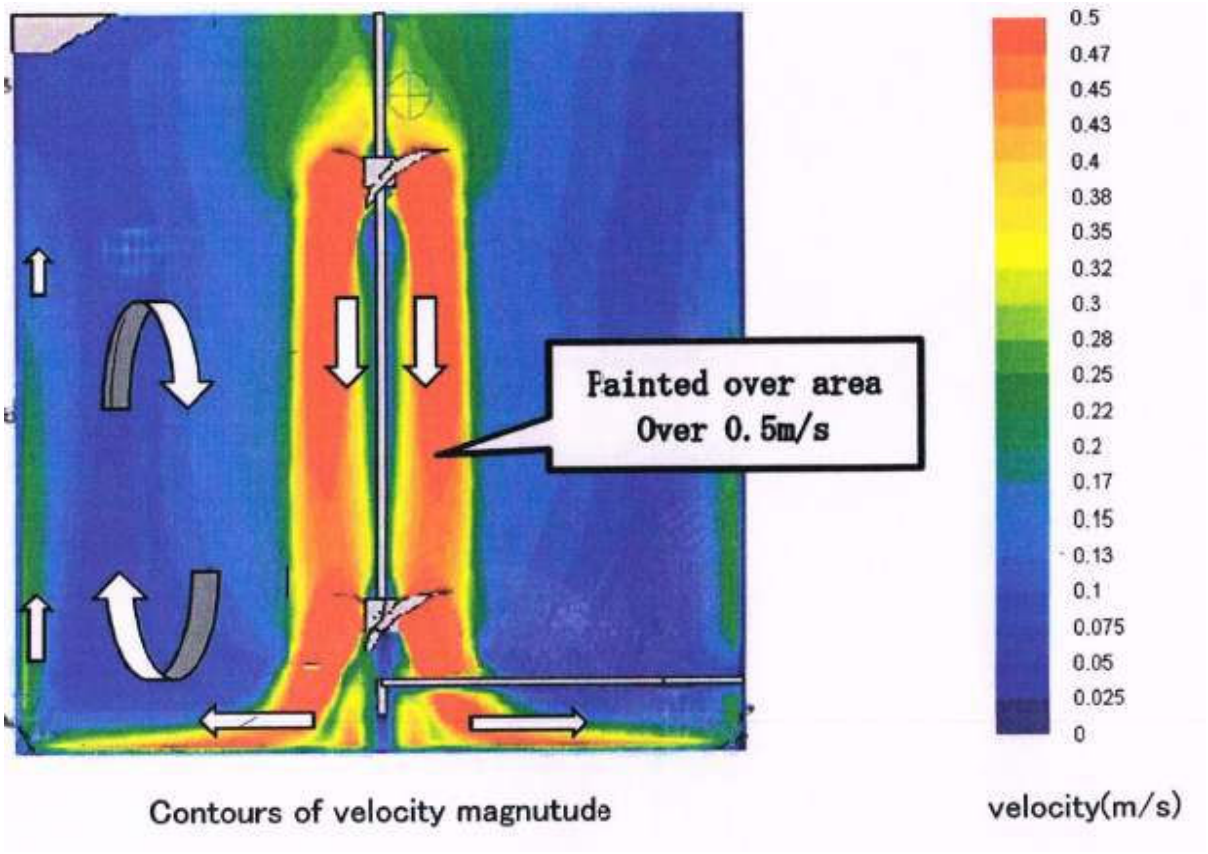
Al riguardo, la letteratura tecnica individua nel rapporto altezza/diametro un parametro di primaria importanza per una corretta progettazione: questo rapporto deve essere compreso tra 0,85 e 1,00. Dal punto di vista della configurazione geometrica, i reattori possono avere fondo e copertura piani o

conici: per quanto riguarda la copertura superiore, è consigliato adottare la forma conica in quanto essa agevola il convogliamento del gas prodotto durante il processo di digestione.

Il dimensionamento del sistema di miscelazione è stato effettuato mediante una simulazione di fluidodinamica CFD. Come si evince dalla figura sottostante, il campo di velocità che si viene a creare consente al fango di essere spinto verso il basso secondo un flusso verticale in prossimità delle giranti.

Verso la porzione di reattore più periferica, si assiste ad un flusso ascendente di fango: questi due flussi principali consentono l'instaurarsi di un continuo ricircolo di liquido dall'alto verso il basso (zona centrale) e dal basso verso l'alto (zona periferica).

Si ottiene quindi una omogeneizzazione del fango e, conseguentemente, di tutte le proprietà in grado di influenzare significativamente l'efficienza complessiva del processo.



La velocità del flusso discendente è molto elevata in quanto interessa una sezione ristretta: la velocità raggiunge anche picchi di 0,5 m/s nella zona centrale.

4.2.8. *La futura implementazione di un sistema di idrolisi termica*

La sezione di digestione anaerobica è predisposta in modo che, in una futura fase di esercizio, sia possibile inserire nella filiera di trattamento un impianto di idrolisi termica in grado di accrescere ulteriormente l'efficienza del comparto.

L'idrolisi termica è un processo che consente di migliorare la biodegradabilità del fango mediante la solubilizzazione di un'aliquota dei composti particolati. Ciò si traduce in un incremento della resa

del successivo stadio di digestione anaerobica e, conseguentemente, nell'aumento della produzione di biogas e nella diminuzione della massa di fango da smaltire.

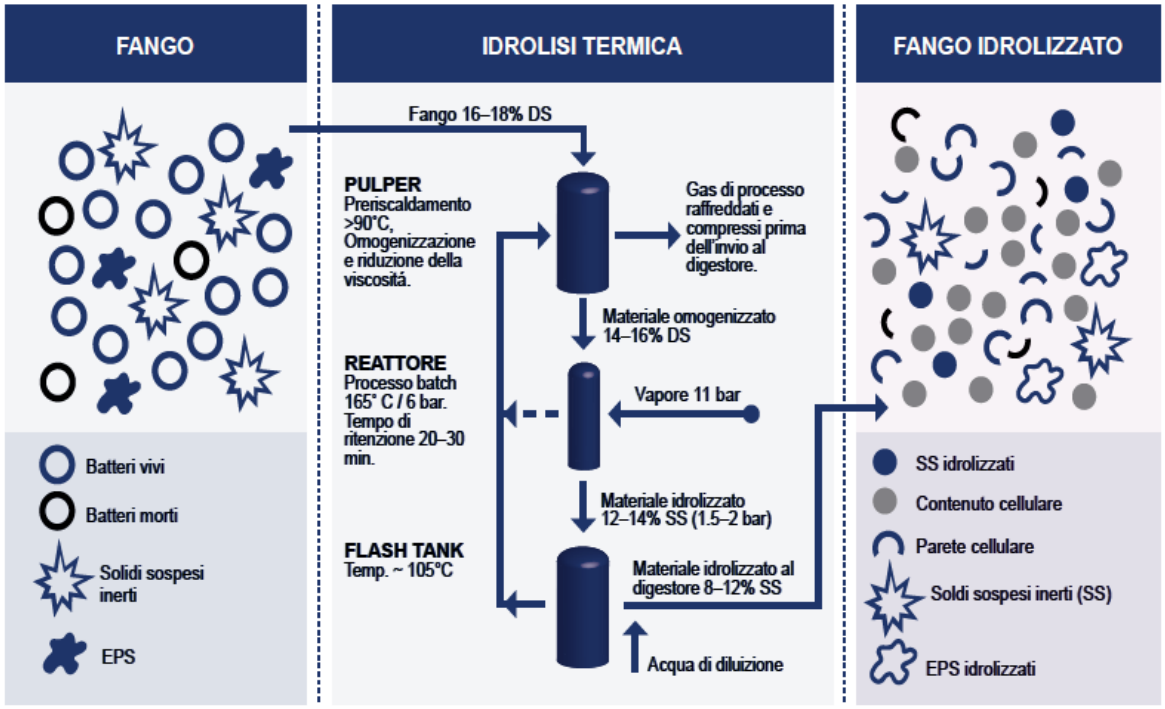
Il fango sottoposto ad idrolisi termica subisce una riduzione della viscosità, consentendo l'alimentazione del successivo comparto di digestione anaerobica mesofila con un flusso caratterizzato da concentrazioni di sostanza secca pari al 10-12 %.

Inoltre, l'idrolisi, incrementando la solubilità del fango, comporta un aumento della velocità delle reazioni biologiche di degradazione della materia organica e di produzione di metano, con un abbattimento del tempo di permanenza minimo del fango nei digestori.

La combinazione dei due fattori, decremento della viscosità del fango e diminuzione del tempo di permanenza, consente una drastica riduzione del volume richiesto per la digestione (anche superiore al 70%).

In sintesi, il processo di idrolisi termica prevede le fasi descritte di seguito:

- predisidratazione del fango fino al raggiungimento di concentrazioni del 16-18% di sostanza secca;
- preriscaldamento del fango in un primo reattore in cui avviene lo scambio termico con il vapore ricircolato dall'ultima sezione del processo (flash steam);
- caricamento del fango nel secondo reattore (vessel di idrolisi) e riscaldamento del fango fino al raggiungimento della temperatura operativa di idrolisi, mediante iniezione di vapore prodotto da una caldaia (alimentabile con il biogas generato dalla digestione) direttamente all'interno del reattore (live steam – ad una pressione massima di circa 11 bar);
- idrolisi termica: il fango è mantenuto alla temperatura operativa (tra 150 e 170°C) ed in pressione per il tempo di ciclo (20-30 minuti) e successivamente viene convogliato ad un ulteriore serbatoio sfruttando la pressione residua del vapore (in questo modo avviene la depressurizzazione del reattore). Il fango trattato resta all'interno del serbatoio per un tempo sufficiente a consentire al vapore residuo di uscire e di essere ricircolato al primo reattore permettendo il recupero energetico. Da ultimo viene quindi avviato ad uno scambiatore di calore per riportare la sua temperatura a quella corretta per l'invio alla digestione mesofila (che non necessiterà più di ulteriore riscaldamento attraverso gli scambiatori di calore). La concentrazione del fango viene in questa fase corretta affinché sia compresa tra il 10 e il 12 % di sostanza secca.



L'idrolisi termica potrà essere effettuata tramite un'apposita unità compatta. Esistono infatti in commercio moduli preassemblati che possono essere inseriti senza particolari criticità all'interno del ciclo di trattamento. Questi moduli sono caratterizzati da notevole semplicità di installazione in quanto necessitano solamente dei collegamenti dell'alimentazione (fango e vapore in ingresso) e degli scarichi (fango trattato, gas prodotto e condensato).

Con l'impiego dell'idrolisi termica, è possibile incrementare sensibilmente il carico a cui sono sottoposti i digestori, aumentando la produzione di biogas ed ottenendo un fango molto più stabilizzato e quindi più disidratabile.

In definitiva, con l'idrolisi termica sarà possibile:

- migliorare le prestazioni del comparto di digestione anaerobica a parità di volume di reazione. Un esempio numerico mostra come si possa incrementare la produzione di biogas anche del 12% rispetto alla configurazione con ricircolo interno e si registri nel contempo un maggiore abbattimento dei solidi volatili (si passa dal 58% al 65%).

Parametro	U.d.m.	Valore
Fanghi in ingresso alla digestione (a valle dell'idrolisi)	m^3/d	432
	kg SS/d	43'182
Volume di digestione (totale)	m^3	20'000
Concentrazione del fango nel digestore	kg SS/m^3	56
Portata di fanghi estratta dalla digestione (totale)	m^3/d	432
Età del fango (SRT)	d	46
Percentuale di rimozione di SSV	%	65
Produzione di biogas	m^3/d	15'270

- ricevere il carico di fanghi previsto in progetto in due o tre dei digestori, destinando i restanti bacini all'accumulo od all'equalizzazione dei reflui. Nell'esempio numerico che segue si è ipotizzato di utilizzare solo due dei quattro digestori, ricavando prestazioni analoghe all'impiego di quattro digestori senza ricircolo interno.

Parametro	U.d.m.	Valore
Fanghi in ingresso alla digestione (a valle dell'idrolisi)	m^3/d	432
	kg SS/d	43'182
Volume di digestione (totale)	m^3	10'000
Concentrazione del fango nel digestore	kg SS/m^3	56
Portata di fanghi estratta dalla digestione (totale)	m^3/d	432
Età del fango (SRT)	d	23
Percentuale di rimozione di SSV	%	52
Produzione di biogas	m^3/d	13'860

4.2.9. *I sistemi di trattamento del biogas*

Il gas biologico prodotto dai batteri anaerobici verrà prelevato dalla parte superiore dei digestori attraverso tubazioni indipendenti in acciaio inossidabile aventi origine nei duomi di presa, per essere poi avviato alla combustione in un apposito motore per la cogenerazione di energia elettrica e calore o, alternativamente, in una caldaia.

Prima di essere utilizzato, il gas dovrà tuttavia essere depurato attraverso una serie di filtri (a ghiaia ed a ceramica).

FILTRI A GHIAIA PER BIOGAS (FG 801 A/B/C/D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero unità	-	4
Portata di biogas per la singola unità (totale)	Nm^3/h	250 (1'000)
Granulometria graniglia	mm	20 - 50
Perdita di carico a filtro pulito	mbar	1

FILTRI A CERAMICA PER BIOGAS (FC 801 A/B/C/D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero unità	-	4
Portata di biogas per la singola unità (totale)	Nm^3/h	250 (1'000)
Numero candele	-	13
Perdita di carico a filtro pulito	mbar	3

SOFFIANTI BIOGAS (BL 801 A/B/C/D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Portata di biogas (media)	Nm^3/h	570
Portata d'aria complessiva (massima)	Nm^3/h	1'000
Numero dispositivi	-	4
Tipologia	-	Monostadio asse verticale
Modalità operativa	-	Continua
Portata d'aria massima singolo dispositivo (totale)	Nm^3/h	250 (1000)
Pressione differenziale	mbar	50
Potenza nominale del motore	kW	3
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

4.2.10. *Il sistema di produzione di energia elettrica e calore*

Il processo di digestione anaerobica mesofila avviene normalmente ad una temperatura compresa tra 35 e 38 °C. Il trattamento richiede quindi che il fango sia costantemente riscaldato al fine di innalzarne la temperatura rispetto a quella originaria e di compensare le perdite di calore attraverso la superficie esterna dei digestori.

Come già detto, il fabbisogno di energia termica del processo potrà essere soddisfatto mediante la combustione del biogas prodotto dalla stessa digestione. Al riguardo, l'adozione di cogeneratori a biogas risulta la soluzione tecnica più sostenibile, permettendo notevoli economie gestionali specialmente laddove il fattore di scala dell'impianto è rilevante come nel caso del depuratore in esame.

È quindi prevista l'installazione di due moduli di cogenerazione in allestimento package outdoor per la produzione di energia elettrica e termica. Quest'ultima è ottenuta dal recupero del calore disperso dalle componenti meccaniche dell'apparecchiatura.

IMPIANTO DI COGENERAZIONE (MPE 801)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero di unità	-	1
Numero di moduli per unità	-	2
Potenza introdotta (per modulo)	kW	2'800
Rendimento elettrico netto	%	41
Potenza elettrica netta	kW	1'150
Rendimento termico	%	40
Potenza termica (acqua calda 90°C)	kW	1'120
Portata biogas (61% CH_4) (per modulo)	Sm^3/h	464,3

Ogni cogeneratore è essenzialmente formato dalle seguenti sezioni:

- motore endotermico alternativo;
- alternatore per la produzione di corrente elettrica alternata trifase;
- scambiatore di calore che recupera il calore prodotto da tutto il sistema, sia dai gas di scarico sia dal circuito di raffreddamento del motore e dall'olio di lubrificazione;
- pannello elettrico, che permette l'utilizzo dell'energia elettrica prodotta e la connessione alla rete elettrica.

Per far fronte ad un eventuale fuori servizio dell'apparato di cogenerazione precedentemente descritto o per riscaldare il digestore in fase di avviamento, sarà installata una caldaia in acciaio per la combustione pressurizzata ad inversione di fiamma, con funzionamento "dual-fuel" a biogas-metano.

CALDAIA PER RISCALDAMENTO DIGESTORI (CAL 801)

Parametro	U.d.m.	Valore
Potenzialità termica utile	kW	1'145
Potenzialità termica massima	kW	1'200
Rendimento utile alla potenza nominale	%	95
Combustibile	-	Biogas/metano

4.2.11. *L'accumulo del biogas*

Il progetto prevede l'inserimento di un gasometro a tripla membrana a servizio dei digestori. Un'apposita soffiante, insufflando aria tra le membrane, creerà la necessaria pressione per il gas oltre a garantire la stabilità della membrana esterna rispetto alle forze applicate dagli agenti atmosferici (neve e vento).

Se il gas prodotto è maggiore di quello consumato, si avrà un aumento di volume nella camera di accumulo ed una contestuale riduzione di volume della camera di regolazione della pressione. In caso di consumo di gas maggiore rispetto alla produzione, la soffiante fornirà nella camera di regolazione il volume d'aria corrispondente al gas consumato, in modo da mantenere una pressione pressoché costante. Una valvola di sicurezza impedirà che si crei all'interno della camera del gas una pressione pericolosa.

GASOMETRO A TRIPLA MEMBRANA (G 801)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero unità	-	1
Tipologia	-	A tripla membrana, ¾ di sfera
Diametro massimo / base	m	18,2 / 15,5
Volume utile	m^3	2'500
Altezza sopra il piano di base	m	13,9
Pressione di esercizio	mbar	20
Temperatura massima del gas	°C	50

Il gasometro sarà installato al di sopra del serbatoio di accumulo dei fanghi digeriti.

4.2.12. *La torcia per la combustione di emergenza del biogas*

Nel caso in cui il biogas generato dalla stabilizzazione anaerobica non possa essere inviato ai sistemi di produzione di energia (nell'eventualità di fermi o manutenzioni degli stessi), esso sarà convogliato alla torcia di combustione. La torcia, con struttura di sostegno, sarà completa di:

- bruciatore pilota in continuo, in acciaio inox, collocato alla sommità di una colonna attraverso la quale viene alimentato il biogas. Detto bruciatore sarà provvisto di accenditore pilota, termocoppia, testa di ritenzione fiamma, schermo antivento;
- anello di ritenzione fiamma in AISI 304;
- arrestatore di fiamma,
- flangia di base.

L'accensione della torcia sarà controllata da una valvola solenoide montata sulla linea gas di accensione: essa si aprirà al completo riempimento del gasometro. Contemporaneamente sarà attivato l'emettitore di scintilla previsto all'interno dell'accenditore pilota montato sul bruciatore. Generata la fiamma dell'accenditore pilota, la valvola principale del gas si aprirà consentendo la combustione di quest'ultimo.

TORCIA (TC 801)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero unità	-	1
Portata di biogas per la singola unità	Nm^3/h	1000
Altezza torcia	m	7,5
Diametro terminale	mm	DN 150
Lunghezza terminale	mm	1600
Struttura di sostegno	-	Acciaio inox

4.2.13. *La disidratazione meccanica dei fanghi*

Il fango estratto dai digestori sarà sottoposto ad un trattamento di disidratazione meccanica al fine di ridurne ulteriormente il contenuto di acqua ed il volume, con conseguente diminuzione dei costi di smaltimento.

Allo scopo, all'interno dell'edificio tecnico principale della linea fanghi saranno installate quattro centrifughe corredate di due stazioni di preparazione e dosaggio del polielettrolita.

Il bilancio di massa del comparto di disidratazione è stato eseguito su base giornaliera, considerando quindi un periodo di funzionamento pari a 24 h/d. I digestori anaerobici e le vasche di accumulo del fango stabilizzato costituiscono infatti un adeguato volume di compenso tale da rendere assai flessibile la gestione del processo.

Si è inoltre ipotizzato che il ricircolo interno dei fanghi nei digestori non sia attivo (situazione più gravosa in quanto determina maggiori quantitativi di fango in ingresso alle centrifughe).

DISIDRATAZIONE DEI FANGHI DIGERITI

Parametro	U.d.m.	Valore
Fanghi in ingresso alla disidratazione	kg SS/d	29'675
Concentrazione media fanghi in ingresso alla disidratazione	kg SS/m^3	34
Portata complessiva fanghi in ingresso alla disidratazione	m^3/d	864
Età media del fango in ingresso alla disidratazione	d	28,2
Numero centrifughe	-	4
Concentrazione media dei fanghi in uscita dalla disidratazione	kg SS/m^3	250
Portata di fanghi in uscita dalla disidratazione	kg SS/d	28'927
	m^3/d	116
Portata di dreno in uscita dalla disidratazione	kg SS/d	748
	m^3/d	748

Sulla base del suddetto bilancio di massa sono state selezionate centrifughe a tamburo rotante aventi le seguenti caratteristiche tecniche:

CENTRIFUGHE FANGHI (EC 701 A÷D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	4
Portata idraulica nominale massima (singolo dispositivo)	m^3/h	40
	m^3/d	960
Portata solida nominale massima (singolo dispositivo)	kg SS/h	1200
	kg SS/d	28’800
Diametro interno del tamburo	mm	470
Velocità massima di rotazione del tamburo	rpm	3'650
Tenore in secco in ingresso	%	3 - 7
Tenore in secco in uscita	%	25
Potenza installata (singolo dispositivo)	kW	37,5

A regime, per garantire il trattamento della portata di progetto, saranno normalmente in esercizio due unità; le restanti unità saranno mantenute di riserva. La maggior potenzialità disponibile offre la possibilità di limitare l’esercizio a 6 giorni per settimana o di trattare punte di carico.

Le pompe di caricamento delle centrifughe saranno quattro, una per ogni macchina. A servizio del reparto saranno installate apposite stazioni di preparazione del polielettrolita dotate di pompe monovite di dosaggio.

POMPE ALIMENTAZIONE FANGHI ALLA DISIDRATAZIONE (PM 701 A÷D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	4
Tipologia	-	A monovite eccentrica
Installazione	-	In camera asciutta
Tipologia fluido	-	Fanghi digeriti (2-7 %)
Portata di progetto del singolo dispositivo	m^3/h	35
Prevalenza	m	20
Potenza nominale motore	kW	5,5
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

STAZIONE DI PREPARAZIONE E DOSAGGIO POLIELETTROLITA (POL 701 A/B + PM 702 A÷D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero stazioni preparazione polielettrolita	-	2
Portata massima di soluzione preparata	l/h	4'500
Fabbisogno medio di acqua di diluizione	m^3/h	5,0
Portata massima pompa dosaggio polielettrolita concentrato	l/h	50
Potenza installata singola stazione	kW	1,3
Numero pompe dosaggio polielettrolita	-	4
Tipologia	-	A monovite eccentrica
Portata	l/h	650 – 5'100 l/h
Pressione mandata	bar	2
Potenza installata	kW	1,5
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

POMPE RILANCIO FANGHI DISIDRATATI (PM 703 A/B/C/D)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	4
Tipologia	-	A monovite eccentrica
Installazione	-	In camera asciutta
Tipologia fluido	-	Fanghi disidratati (25 %)
Portata di progetto del singolo dispositivo	m^3/h	10
Prevalenza (di cui geodetica)	m	180 (5)
Potenza nominale motore	kW	22
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

4.2.14. *L'accumulo del fango disidratato*

Il fango, in uscita dalla disidratazione meccanica, presenterà le seguenti caratteristiche (si fa riferimento al trattamento del massimo carico di fango previsto per l'impianto – ricircolo interno dei fanghi nei digestori non attivo -):

Parametro	U.d.m.	Valore
Fango digerito	kgSS/d	28'927
Frazione SSV	%	~ 53
Concentrazione	kgSS/m^3	250
Portata di fango	m^3/d	116

Il fango sarà accumulato all'interno di appositi silos di stoccaggio da cui sarà poi caricato sugli automezzi che lo trasporteranno ai siti di smaltimento.

Per disporre di un accumulo utile dal punto di vista operativo, ai suddetti silos di stoccaggio dei fanghi disidratati è stato attribuito un volume pari a 260 m^3, compatibile con più di 48 ore di funzionamento dell'impianto a pieno regime.

SILOS DI ACCUMULO FANGHI (S 701 A/B)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero unità	-	1 + 1
Tipologia	-	In acciaio inox AISI 316L
Diametro	m	4,20
Altezza parte cilindrica	m	9,50
Altezza di scarico	m	4,80
Volume utile	m^3	130

4.2.15. *La produzione di dreni della linea fanghi*

Sulla base dei bilanci di massa precedentemente illustrati, è possibile quantificare la produzione complessiva di dreni della linea fanghi associata al trattamento dei carichi di progetto (45'000 kg SS/d in ingresso), con ricircolo interno nei digestori non attivo (condizioni di esercizio più gravosa per le centrifughe)[11]. La seguente tabella riassume le caratteristiche quantitative e qualitative delle acque di risulta della linea fanghi.

[11] Con il ricircolo interno dei digestori attivo, si ha una minore produzione di dreni in disidratazione compensata dai dreni generati dall'ispessimento del ricircolo stesso: la produzione totale di dreni rimane sostanzialmente invariata (si ha una differenza dello 0,2 % circa).

Parametro	U.d.m.	Valore
Fanghi in ingresso	m^3/d	4'500
Percentuale di secco nei fanghi in ingresso	-	1,0%
Portata massica di fango in ingresso	kg SS/d	45'000
Percentuale di secco attesa in uscita dall'ispessimento	-	5,0%
Portata di fango in ingresso alla digestione mesofila	m^3/d	864
Portata dreni scaricati dall'ispessimento	**m^3/d**	**3'636**
Portata di fanghi inviata alla disidratazione	m^3/d	864
Concentrazione di secco nel fango inviato alla disidratazione	-	3,4%
Portata massica di fango inviata alla disidratazione	kg SS/d	29'675
Percentuale di secco ottenibile dalla disidratazione	-	25%
Portata di fango disidratato	m^3/d	116
Portata di dreni in uscita dalla disidratazione	**m^3/d**	**748**
Portata complessiva di dreni scaricati dalla linea fanghi	**m^3/d**	**4'384**

Come già detto, tali acque di risulta saranno conferite alla linea acque per esservi trattate assieme ai reflui in arrivo dalla fognatura urbana.

Esse determineranno un carico aggiuntivo di cui si è tenuto conto nel dimensionamento della stessa linea acque, come illustrato nei pertinenti paragrafi della presente relazione.

POMPE RILANCIO DRENI (P 901 A/B/C)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	2 + 1R
Tipologia	-	Elettropompe centrifughe
Installazione	-	Sommersa
Tipologia fluido	-	Dreni
Portata di progetto del singolo dispositivo (totale)	m^3/h	190 (280)
Prevalenza* (di cui geodetica)	m	15 (12)
Potenza nominale motore	kW	13,5
Avviamento	-	Diretto
* alla portata totale dell'impianto, con due pompe funzionanti in parallelo		

4.3. LO SMALTIMENTO DELLE ACQUE METEORICHE

Ai fini dello smaltimento delle acque meteoriche e di lavaggio raccolte dalle superfici impermeabili dell'impianto, sono stati previsti i seguenti accorgimenti:

- le acque meteoriche derivanti dalle coperture saranno convogliate direttamente alla condotta di scarico nel torrente Polcevera;
- le acque di prima pioggia (primi 40 m^3 di precipitazione[12]) derivanti dal dilavamento dei piazzali saranno invece destinate ad una stazione di sollevamento che le rilancerà alla linea acque. Tale stazione di sollevamento potrà sostituirsi a quella di rilancio dei dreni (mediante un'apposita interconnessione idraulica) in caso di avaria o manutenzione delle pompe di quest'ultima.

  All'arresto delle pompe di rilancio delle acque di prima pioggia, le acque di seconda pioggia saranno scaricate a gravità nella condotta recapitante al torrente Polcevera.

POMPE RILANCIO ACQUE METEORICHE (P 902 A/B/C)

Parametro	U.d.m.	Valore
Numero dispositivi	-	2 + 1R
Tipologia	-	Elettropompe centrifughe
Installazione	-	Sommersa
Tipologia fluido	-	Acque dilavamento piazzali
Portata di progetto del singolo dispositivo (totale)	m^3/h	190 (280)
Prevalenza* (di cui geodetica)	m	15 (12)
Potenza nominale motore	kW	13,5
Avviamento	-	Diretto
* alla portata totale dell'impianto, con due pompe funzionanti in parallelo		

4.4. IL SISTEMA DI TRATTAMENTO DELLE EMISSIONI ODORIGENE

Il nuovo impianto D.A.C. oggetto della presente progettazione si collocherà all'interno di un contesto fortemente antropizzato caratterizzato, nelle immediate vicinanze, da attività produttive o commerciali e comunque prossimo a zone residenziali. È dunque di fondamentale importanza garantire il contenimento delle emissioni odorifere affinché le stesse non possano generare negativi impatti sui recettori circostanti (luoghi di lavoro, abitazioni, etc.).

Nonostante non siano presenti norme nazionali o regionali che, per l'impianto in esame, stabiliscano limiti alle emissioni odorigene, la progettazione dei nuovi manufatti è stata informata ai seguenti principi:

- assenza di sorgenti diffuse: tutti i locali tecnici, i serbatoi ed i macchinari destinati a ricevere o trattare fanghi o reflui saranno coperti e chiusi. L'aria all'interno dei suddetti locali tecnici sarà

[12] Calcolati in riferimento ai primi 5 mm di precipitazione distribuiti sulla superficie complessiva dei piazzali (8'000 m^2).

ricambiata frequentemente a tutela della salute e del comfort degli operatori. I volumi liberi alla sommità di vasche e serbatoi saranno invece mantenuti in depressione con aspirazione dell'aria presente. Le emissioni così generate saranno convogliate ad appositi sistemi di trattamento;

- trattamento delle emissioni convogliate: i flussi di aria esausta o maleodorante saranno inviati a stazioni di trattamento che garantiranno emissioni odorigene in atmosfera inferiori a 300 ou_E/m^3.

I suddetti criteri progettuali si concretizzeranno nell'installazione di un sistema di aspirazione dell'aria esausta e di un sistema di deodorizzazione costituito da scrubber a secco.

Detti dispositivi saranno costituiti da serbatoi cilindrici riempiti con un mezzo filtrante attraverso il quale verrà fatta fluire l'aria da trattare. Il mezzo filtrante sarà costituito da strati di diversa composizione:

- componente A: carbone attivo minerale (attivato termicamente ed estruso) con funzione adsorbente;
- componente B: sferoidi porosi formati da allumina ed altri leganti impregnati con permanganato di potassio al fine di ottenere un'azione combinata di adsorbimento, assorbimento ed ossidazione chimica;
- componente C: carbone attivo minerale (attivato termicamente ed estruso) con funzione adsorbente.

Il suddetto mezzo filtrante è idoneo all'abbattimento di mercaptani, idrocarburi, acido solfidrico, ossidi di zolfo e altri composti organici con emissioni odorigene in uscita al camino inferiori a 300 ouE/m^3.

I vari sistemi di deodorizzazione saranno mantenuti separati per consentire una più flessibile gestione ed assecondare la tendenza normativa consolidata di non diluire i flussi odorigeni: i locali caratterizzati da emissioni odorigene di qualità omogenea saranno pertanto segregati dai quelli limitrofi. Inoltre, si prevede di effettuare una aspirazione selettiva per evitare il trattamento di grandi volumi di aria: l'aspirazione alla fonte degli odori permette così di limitare i ricambi d'aria a due volte i volumi dei locali.

Sezione	Volume da aspirare [m^3]	Numero ricambi [1/h]	Portata d'aria da trattare [m^3/h]	Numero scrubber	Portata di uno scrubber [m^3/h]
Arrivo reflui	1.000	1	1.000	1	1.000
Grigliatura	800	1	800	1	1.000
Dissabbiatura	2.000	1	2.000	2	1.000
Sedimentazione	2.000	1	2.000	2	1.000
Locale grigliatura	1.000	2	2.000	1	6.000
Locale dissabbiatura	2.800	2	5.600	2	4.000
Locale chiarificazione	1.600	2	3.200	2	2.000
Vasca fanghi primari	500	1	500	1	500
Locale grigliato	400	2	800	1	1.000
Locale ispessitori	800	2	1.600	1	3.000
Locale centrifughe	800	2	1.600	1	3.000
Accumulo fango ispessito	500	1	500	1	500
Vasche fanghi	1.000	1	1.000	1	1.000
Locale sollevamento fanghi	800	2	1.600	1	2.000

SCRUBBER A SECCO TRATTAMENTO ARIA

Parametro	U.d.m.	Valore
Mezzo filtrante	-	Carbone attivo/allumina impregnata
Efficienza abbattimento odori	%	≥ 90
	UO/m^3	≤ 200
Numero ventilatori per singola unità	-	1
Tipologia	-	Centrifughi a pale rovesce
Velocità di rotazione	rpm	2900
Avviamento/regolazione	-	Con inverter

4.5. LA PRODUZIONE DI ACQUA TECNICA

Come già detto, nella configurazione definitiva dell'impianto, l'elevata qualità dell'effluente della linea acque ne permetterà il riutilizzo come acqua di processo (per le sezioni di grigliatura, stacciatura, ispessimento, disidratazione, etc.).

Inoltre, se necessario, potranno essere prodotti almeno 5'500 m^3/d di acqua conforme al D.M. 185/03[13] a fronte di un fabbisogno idrico interno dell'impianto stimato in circa 120 m^3/h.

[13] Ammettendo, come già detto, una deroga relativamente alla concentrazione di cloruri.

4.6. GLI IMPIANTI DI SERVIZIO

Una cabina elettrica appositamente costruita garantirà l'alimentazione delle utenze del D.A.C.. Al riguardo, la potenza installata complessiva è stata quantificata in circa 3000 kW.

L'impianto sarà provvisto di un sistema di automazione costituito da PLC e da una rete di acquisizione e trasmissione dei segnali di controllo per la regolazione e la gestione dei reparti sulla base delle misurazioni operate dalle strumentazioni analitiche allo scopo previste.

Per l'azionamento delle valvole pneumatiche a servizio delle diverse sezioni di processo sarà inoltre installata una stazione di produzione dell'aria compressa.

I diversi reparti saranno serviti da una rete di distribuzione dell'acqua tecnica dotata di impianto autoclave per il mantenimento di un'adeguata pressione. I locali ad uso del personale disporranno invece di allacciamento alla rete idrica pubblica per l'approvvigionamento di acqua potabile.

4.7. STIMA DEI CONSUMI ENERGETICI DELL'IMPIANTO

La seguente tabella riassume i consumi di energia elettrica (dati medi su base annua) associati alle diverse sezioni impiantistiche nonché la relativa incidenza percentuale rispetto ai consumi totali. Si fa riferimento alla configurazione definitiva dell'impianto con il sistema di ricircolo fanghi non attivo e con la linea acque esercita secondo lo schema MLE (condizioni operative più sfavorevoli in termini di consumi energetici).

Comparto	Consumo [kWh/d]	Incidenza [%]
Pretrattamenti	1'870	4,9
Trattamento primario	610	1,6
Comparto MBR	25'700	67,8
Utenze accessorie linea acque	1'400	3,7
Pretrattamento fanghi	340	0,9
Preispessimento dinamico	1'600	4,2
Digestione anaerobica	2'050	5,4
Disidratazione	2'200	5,8
Utenze accessorie linee fanghi	2'130	5,6
Consumi totali di energia	**37'900**	**100**
Produzione di energia elettrica	**27'240**	**71,9**
Consumi netti di energia	**10'480**	**28,1**

Sono stati quindi calcolati i consumi specifici. Come si è visto, l'impianto è stato progettato per ricevere una portata media di refluo pari a 51'680 m^3/d (associati a 250'000 A.E.) ed un carico di fanghi corrispondente a circa 600'000 A.E..

Tale asimmetria della potenzialità delle linee acque e fanghi determina una produzione di biogas esuberante rispetto a quella ottenibile dal trattamento dei soli fanghi prodotti dalla linea acque e consente pertanto di ricavare consumi specifici netti notevolmente ridotti.

Parametro	U.d.m.	D.A.C.	Riferimento da letteratura
Consumo specifico lordo	kWh/m^3	0,73	0,6 ÷ 5,0
Consumo specifico netto	kWh/m^3	0,20	0,3 ÷ 0,4

Come già rilevato nei precedenti capitoli, ulteriori risparmi energetici possono derivare dal funzionamento con aerazione intermittente; infine, il ricircolo interno dei fanghi nei digestori, determina un modesto incremento dei consumi energetici ma rende possibile una maggiore produzione di energia elettrica (+4'470 kWh/d rispetto alle condizioni di esercizio sopra considerate).

5. CALCOLI IDRAULICI

Per i dettagli dei calcoli idraulici in base ai quali sono state definite le caratteristiche degli impianti descritti ai paragrafi precedenti (pompe, compressori, tubazioni, etc.), si rimanda alla specifica relazione allegata.

6. APPENDICE: QUALITA' REFLUI TRATTATI DALL'ESISTENTE IMPIANTO DI VALPOLCEVERA

IMPIANTO VALPOCEVERA - PERCOLATO

Data Campionamento Verbale	Numero campione		Rich. biochimica di O2 (COD) mg/l		Rich. biochimica di O2 (BOD) mg/l		Solidi sospesi totali (SST) mg/l		Abbattimento BOD %	Abbattimento COD %	Abbattimento Solidi sospesi totali (SST) %	Portata mc/g
	Ingresso	Uscita	Ingresso	Uscita	Ingresso	Uscita	Ingresso	Uscita	Uscita	Uscita	Uscita	
2015												
12/01/2015	**2015GE00728**	**2015GE00729**	547	503	30	21	31	21	30	8	32	31464
09/02/2015	**2015GE02655**	**2015GE02656**	614	592	30	26	52	42	13	4	19	33216
09/03/2015	**2015GE04432**	**2015GE04433**	562	536	21	19	44	31	10	5	30	34416
28/04/2015	**2015GE07545**	**2015GE07546**	432	305	34	16	200	44	53	29	78	2673
12/05/2015	**2015GE08583**	**2015GE08584**	624	595	31	24	53	33	23	5	38	2717
16/06/2015	**2015GE10733**	**2015GE10734**	499	434	21	15	37	27	29	13	27	2602
14/07/2015	**2015GE12536**	**2015GE12537**	680	581	25	11	190	33	56	15	83	1262
11/08/2015	**2015GE14191**	**2015GE14192**	725	655	34	17	97	27	50	10	72	961
15/09/2015	**2015GE16760**	**2015GE16761**	500	349	27	15	183	35	44	30	81	2858
13/10/2015	**2015GE19072**	**2015GE19073**	588	815	34	40	40	41	-	-	-	1860
10/11/2015	**2015GE21308**	**2015GE21309**	729	718	39	33	32	31	15	15	2	-
15/12/2015	**2015GE23508**	**2015GE23509**	760	726	26	20	46	34	23	23	4	-
2016												
26/01/2016	**2016GE01113**	**2016GE01114**	685	629	21	24	34	29	-	-	-	1012
23/02/2016	**2016GE02510**	**2016GE02511**	561	525	14	13	22	15	-	-	-	1527
08/03/2016	**2016GE03043**	**2016GE03044**	250	246	16	13	23	25	-	-	-	3040
12/04/2016	**2016GE04744**	**2016GE04745**	606	572	26	16	36	35	38	6	3	1919
10/05/2016	**2016GE06460**	**2016GE06461**	604	571	19	16	31	23	16	5	26	-
14/06/2016	**2016GE08006**	**2016GE08007**	536	461	24	15	48	37	38	14	23	-
12/07/2016	**2016GE09630**	**2016GE09631**	573	546	8	5	13	23	-	-	-	-
23/08/2016	**2016GE12398**	**2016GE12399**	620	613	20	16	34	42	-	-	-	-
13/09/2016	**2016GE13590**	**2016GE13591**	658	560	25	10	53	40	-	-	-	-
11/10/2016	**2016GE15373**	**2016GE15374**	694	675	27	25	65	46	7	3	29	1039
15/11/2016	**2016GE16965**	**2016GE16966**	569	580	17	18	36	30	-	-	17	-
28/12/2016	**2016GE19244**	**2016GE19245**	528	493	17	16	30	16	6	7	47	969
2017												
10/01/2017	**2017GE00387**	**2017GE00388**	663	617	22	16	36	30	-	-	-	-
14/02/2017	**2017GE02083**	**2017GE02084**	473	373	18	6	30	19	-	-	-	-
14/03/2017	**2017GE03876**	**2017GE03877**	528	469	12	10	39	28	-	-	-	-
11/04/2017	**2017GE05501**	**2017GE05502**	683	623	36	24	46	30	33	9	35	-
09/05/2017	**2017GE07071**	**2017GE07072**	349	391	23	18	22	25	22	-	-	-
13/06/2017	**2017GE08950**	**2017GE08951**	577	569	15	24	37	46	-	1	-	-
11/07/2017	**2017GE10633**	**2017GE10634**	614	557	24	12	32	23	-	-	-	-
08/08/2017	**2017GE12188**	**2017GE12189**	627	639	12	28	36	49	-	-	-	-
12/09/2017	**2017GE14062**	**2017GE14063**	462	520	15	4	25	<5	-	-	-	-

PARAMETRI INDUSTRIALI - I SEMESTRE 2015												
	12/01/2015		02/02/2015		16/03/2015		28/04/2015		12/05/2015		16/06/2015	
	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)
N. Campione	2015GE00728	2015GE00729	2015GE02655	2015GE02656	2015GE04432	2015GE04433	2015GE07545	2015GE007546	2015GE07545	2015GE07546	2015GE10733	2015GE10734
Cromo	0,129	0,114	0,097	0,101	0,169	0,165	0,081	0,054	0,239	0,232	0,155	0,13
Ferro	2,16	1,10	3,100	2,76	4,87	4,16	8,860	2,47	10,300	8,24	4,120	2,92
Manganese	1,38	1,17	1,670	1,4	2,2	1,8	1,060	0,791	1,930	1,8	1,290	1,14
Zinco	0,007	0,009	0,041	0,053	0,01	0,018	0,044	0,045	0,025	0,036	0,026	0,049
Idrocarburi totali	<1	<1	<1	<1	< 0,1	<0.1	< 1	< 1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Azoto ammoniacale	563	562	428	448	594	634	300	275	637	615	457	445

PARAMETRI INDUSTRIALI - II SEMESTRE 2015												
	14/07/2015		11/08/2015		19/09/2015		13/10/2015		10/11/2015		15/12/2015	
	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)
N. Campione	2015GE12536	2015GE12537	2015GE14191	2015GE14192	2015GE16760	2015GE16761	2015GE19072	2015GE19073	2015GE21308	2015GE21309	2015GE23508	2015GE23509
Cromo	9,33	4,92	8,86	5,65	8,62	1,98	3,1	4,43	3,87	3,41	3,97	3,41
Ferro	4,75	1,20	3,98	1,36	1,29	0,67	0,743	0,807	0,958	0,673	0,89	0,83
Manganese	0,054	0,154	0,089	0,068	0,075	0,044	0,187	0,21	0,115	0,096	0,19	0,07
Zinco	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	<0.1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1	< 0,1
Idrocarburi totali	0,252	0,21	0,262	0,22	0,105	0,064	0,088	0,101	0,127	0,12	0,14	0,14
Azoto ammoniacale	659	632,00	730	725,00	348	301,00	496	599	705	656	577	528

PARAMETRI INDUSTRIALI - I SEMESTRE 2016												
	14/07/2015		23/02/2016		08/03/2016		12/04/2016		10/05/2016		14/06/2016	
	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)
N. Campione	2016GE01113	2016GE01114	2016GE02510	2016GE02511	2016GE03043	2016GE03044	2016GE04744	2016GE04745	2016GE06460	2016GE06461	2016GE08006	2016GE08007
Cromo	0.100	0.101	0,12	0,103	0,048	0,043	0,128	0,114	0,127	0,098	0,116	0,077
Ferro	3,38	2,79	2,98	2,69	1,72	1,89	3,82	3,18	3,26	2,44	2,75	1,37
Manganese	0.755	0.720	1,15	0,853	0,652	1,57	1,09	0,876	0,914	0,587	0,921	0,671
Zinco	0.054	0.051	0,035	0,034	0,025	0,018	0,039	0,102	0,046	0,033	0,026	0,021
Idrocarburi totali	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
Azoto ammoniacale	436.0	415.0	536	518	199.0	199.0	524	493	666	537	481	421

PARAMETRI INDUSTRIALI - II SEMESTRE 2016												
	12/07/2016		23/08/2016		13/09/2016		11/10/2016		15/11/2016		28/12/2016	
	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)
N. Campione	2016GE09630	2016GE09631	2016GE12398	2016GE12399	2016GE13590	2016GE13591	2016GE15373	2016GE15374	2016GE16965	2016GE16966	2016GE19244	2016GE19245
Cromo	0,094	0,098	0,098	0,099	0,125	0,117	0,133	0,133	0,122	0,109	0,108	0,09
Ferro	3080	2840	3390	3520	5650	4720	5470	6030	3320	3980	3280	2550
Manganese	0,804	6677	0,772	0,608	0,884	0,617	0,94	0,871	0,842	0,757	0,831	0,611
Zinco	0,023	0,023	0,032	0,028	0,034	0,025	0,044	0,058	0,028	0,015	0,015	0,076
Idrocarburi totali	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
Azoto ammoniacale	630	557	602	600	591	607	636	635	435	445	491	434

PARAMETRI INDUSTRIALI - I SEMESTRE 2017												
	10/01/2017		14/02/2017		14/03/2017		11/04/2017		09/05/2017		13/06/2017	
	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)
N. Campione	2017GE00387	2017GE00388	2017GE02083	2017GE02084	2017GE03876	2017GE03877	2017GE05501	2017GE05502	2017GE07071	2017GE07072	2017GE08950	2017GE08951
Cromo	0,158	0,15	0,124	0,084	0,095	0,087	0,158	0,159	0,069	0,075	0,129	0,124
Ferro	3,28	3,89	2,66	1,88	3,22	2,79	3,19	3,04	2,14	2,29	2220	2120
Manganese	0,771	0,768	0,874	0,612	0,704	0,504	0,799	0,68	0,603	0,546	0,859	0,777
Zinco	0,017	0,045	0,016	0,018	0,018	0,042	0,116	0,078	0,028	0,046	0,034	0,03
Idrocarburi totali	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1
Azoto ammoniacale	582	578	446	346	549	512	604	648	256	332	579	545

PARAMETRI INDUSTRIALI - II SEMESTRE 2017												
	11/07/2017		08/08/2017		12/09/2017							
	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)
N. Campione	2017GE10633	2017GE10634	2017GE12188	2017GE12189	2017GE14062	2017GE14063						
Cromo	0,156	0,147	0,143	0,143	0,126	0,142						
Ferro	3,646	3,22	3,899	4,261	1,999	2,473						
Manganese	0,908	0,836	0,826	0,853	0,715	0,815						
Zinco	0,022	0,071	0,052	0,054	0,029	0,043						
Idrocarburi totali	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1						
Azoto ammoniacale	499	500	569	526	377,3	459,8						

IMPIANTO VALPOCEVERA

2015

Data Campionamento Verbale	Numero campione		Rich. biochimica di O2 (COD) mg/l		Rich. biochimica di O2 (BOD) mg/l		Solidi sospesi totali (SST) mg/l		Abbattimento BOD %	Abbattimento COD %	Abbattimento Solidi sospesi totali (SST) %	Portata mc/g
	Ingresso	Uscita	**Ingresso**	**Uscita**	**Ingresso**	**Uscita**	**Ingresso**	**Uscita**	**Uscita**	**Uscita**	**Uscita**	
12/01/2015	**2015GE00726**	**2015GE00727**	3935	354	1321	202	3290	54	85	91	98	31464
26/01/2015	**2015GE01769**	**2015GE01772**	2630	204	782	76	1670	116	90	92	93	24072
02/02/2015	**2015GE02171**	**2015GE02172**	2575	208	963	65	1510	95	93	92	94	33216
16/02/2015	**2015GE03102**	**2015GE03103**	2080	198	856	71	1370	100	92	90	93	38112
09/03/2015	**2015GE04430**	**2015GE04431**	2792	211	807	80	1720	61	90	92	96	34416
23/03/2015	**2015GE05375**	**2015GE05376**	5772	405	1752	159	3770	127	91	93	97	31104
07/04/2015	**2015GE06330**	**2015GE06331**	1994	250	647	66	1095	82	90	87	93	29795
28/04/2015	**2015GE07540**	**2015GE07541**	1697	286	566	99	1940	82	83	83	96	38873
22/05/2015	**2015GE09295**	**2015GE09296**	2400	237	645	58	1560	84	91	90	95	31030
28/05/2015	**2015GE09933**	**2015GE09934**	2770	358	993	95	1870	130	90	87	93	32088
16/06/2015	**2015GE10728**	**2015GE10731**	1216	161	329	45	710	67	86	87	91	30174
30/06/2015	**2015GE11642**	**2015GE11645**	2540	92	823	22	1320	36	97	96	97	31632
14/07/2015	**2015GE12531**	**2015GE12532**	1136	223	311	57	590	53	82	80	91	29966
30/07/2015	**2015GE13703**	**2015GE13704**	831	147	280	40	455	34	86	82	93	32284
13/08/2015	**2015GE14708**	**2015GE14709**	780	92	227	14	454	16	94	88	96	26729
27/08/2015	**2015GE15527**	**2015GE15528**	1066	89	500	21	296	24	96	92	92	29432
15/09/2015	**2015GE16755**	**2015GE16758**	554	92	165	13	560	17	92	83	97	42617
29/09/2015	**2015GE17969**	**2015GE17970**	1429	110	504	20	835	21	96	92	97	27194
06/10/2015	**2015GE18544**	**2015GE18547**	521	83	273	23	240	16	92	84	93	30375
20/10/2015	**2015GE19715**	**2015GE19718**	504	113	166	21	465	25	87	78	95	20074
03/11/2015	**2015GE20633**	**2015GE20634**	1667	143	619	57	1050	46	91	91	96	27420
26/11/2015	**2015GE22541**	**2015GE22542**	752	93	292	40	332	47	86	88	86	37780
01/12/2015	**2015GE22808**	**2015GE22809**	732	727	666	67	44	95	90	87	91	986
18/12/2015	**2015GE23658**	**2015GE23659**	1369	207	420	61	470	46	85	85	90	31611

2016

Data Campionamento Verbale	Numero campione		Rich. biochimica di O2 (COD) mg/l		Rich. biochimica di O2 (BOD) mg/l		Solidi sospesi totali (SST) mg/l		Abbattimento BOD %	Abbattimento COD %	Abbattimento Solidi sospesi totali (SST) %	Portata mc/g
	Ingresso	Uscita	Ingresso	Uscita	Ingresso	Uscita	Ingresso	Uscita	Uscita	Uscita	Uscita	
14/01/2016	**2016GE00595**	**2016GE00596**	872	177	315	57	456	43	82	80	91	35592
19/01/2016	**2016GE00744**	**2016GE00745**	679	127	285	18	285	27	94	81	91	34680
09/02/2016	**2016GE01664**	**2016GE01665**	712	90	293	30	495	39	90	87	92	42960
26/02/2016	**2016GE02667**	**2016GE02668**	2085	248	1404	82	1275	132	94	88	90	30731
10/03/2016	**2016GE03232**	**2016GE03233**	2192	263	727	81	1480	130	89	88	91	38333
22/03/2016	**2016GE03754**	**2016GE03755**	2759	178	909	45	1390	65	95	94	95	27966
06/04/2016	**2016GE04334**	**2016GE04335**	966	131	317	23	505	35	93	86	93	32287
19/04/2016	**2016GE05223**	**2016GE05224**	2091	141	610	38	1770	41	94	93	98	31329
10/05/2016	**2016GE06456**	**2016GE06457**	2390	258	996	97	1890	152	90	89	92	33251
16/06/2016	**2016GE08264**	**2016GE08265**	1759	105	743	28	1135	26	96	94	98	23561
21/06/2016	**2016GE08304**	**2016GE08305**	572	98	221	17	300	23	92	83	92	30737
19/07/2016	**2016GE10096**	**2016GE10097**	1359	259	533	92	885	69	83	81	92	20593
26/07/2016	**2016GE10591**	**2016GE10592**	1348	234	461	57	830	68	88	83	92	23495
16/08/2016	**2016GE12020**	**2016GE12022**	2911	132	1106	21	1400	53	98	95	96	24350
23/08/2016	**2016GE12394**	**2016GE12395**	414	98	141	14	225	8	90	76	96	24747
13/09/2016	**2016GE13586**	**2016GE13587**	1062	132	357	33	580	35	91	88	94	24456
20/09/2016	**2016GE13969**	**2016GE13970**	1053	141	367	53	640	43	86	87	93	11289
13/10/2016	**2016GE15565**	**2016GE15566**	1333	120	734	30	845	34	96	91	96	14980
25/10/2016	**2016GE16037**	**2016GE16038**	940	123	311	27	470	45	91	87	90	18544
08/11/2016	**2016GE16636**	**2016GE16637**	614	84	216	13	310	19	94	86	94	25963
15/11/2016	**2016GE16961**	**2016GE16962**	599	97	235	21	258	25	91	84	90	25269
06/12/2016	**2016GE18272**	**2016GE18273**	437	190	160	43	186	81	73	57	56	28210
22/12/2016	**2016GE19124**	**2016GE19125**	829	172	278	49	538	75	82	79	86	26892

2017

Data Campionamento Verbale	Numero campione		Rich. biochimica di O2 (COD) mg/l		Rich. biochimica di O2 (BOD) mg/l		Solidi sospesi totali (SST) mg/l		Abbattimento BOD %	Abbattimento COD %	Abbattimento Solidi sospesi totali (SST) %	Portata mc/g
	Ingresso	Uscita	Ingresso	Uscita	Ingresso	Uscita	Ingresso	Uscita	Uscita	Uscita	Uscita	
03/01/2017	**2017GE00140**	**2017GE00141**	1529	108	573	18	880	16	97	93	98	24717
11/04/2017	**2017GE05497**	**2017GE05498**	904	211	344	67	375	82	81	77	78	29691
21/04/2017	**2017GE06330**	**2017GE06331**	1212	235	394	43	740	61	89	81	92	29507
09/05/2017	**2017GE07063**	**2017GE07064**	979	142	384	33	635	38	91	85	94	19525
05/09/2017	**2017GE13693**	**2017GE13694**	778	191	393	56	230	65	86	75	72	20492
21/09/2017	**2017GE14708**	**2017GE14709**	1162	161	578	58	622	35	90	86	94	21437

PARAMETRI INDUSTRIALI - I SEMESTRE 2015

	06/01/2015		12/01/2015		02/02/2015		23/02/2015		09/03/2015		16/03/2015		14/04/2015		21/04/2015		05/05/2015		12/05/2015		09/06/2015		16/06/2015	
	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)
N. Campione	2015GE00255	2015GE00256	2015GE00726	2015GE00727	2015GE02185	2015GE02186	2015GE03493	2015GE03494	2015GE04430	2015GE04431	2015GE04842	2015GE04843	2015GE06691	2015GE06692	2015GE07143	2015GE07144	2015GE08153	2015GE08154	2015GE08578	2015GE08579	2015GE10349	2015GE10350	2015GE10728	2015GE10731
Cromo	0,071	0,064	-	-	0,04	0,014	-	-	-	-	0,049	0,019	-	-	0,02	0,041	0,054	0,012	-	-	0,037	0,009	-	-
Ferro	1,97	0,27	-	-	6,52	0,686	-	-	-	-	6,46	3,47	-	-	0,871	1,68	7,79	0,963	-	-	4,29	0,474	-	-
Manganese	0,12	0,177	-	-	0,32	0,196	-	-	-	-	0,323	0,193	-	-	0,142	0,243	0,364	0,173	-	-	0,279	0,112	-	-
Zinco	0,26	0,09	-	-	0,547	0,06	-	-	-	-	0,672	0,174	-	-	0,169	0,447	0,988	0,089	-	-	0,916	0,059	-	-
Idrocarburi totali	<1	<1	-	-	<1	<1	-	-	-	-	0,2	<0,1	-	-	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	-	-	24	0,4	-	-
Azoto ammoniacale	-	-	108	55,4	-	-	78,1	57,3	168	77,7	-	-	83,8	61	-	-	-	-	117	83,9	-	-	63,5	64,1
Tensioattivi Totali	-	-	5,9	3	-	-	5,1	2,7	7,2	5	-	-	7,9	5,1	-	-	-	-	4,4	6	-	-	5,1	1,9
Rame	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,072	0,1	0,222	0,027	-	-	0,133	0,011	-	-

PARAMETRI INDUSTRIALI - II SEMESTRE 2015

	07/07/2015		14/07/2015		04/08/2015		11/08/2015		08/09/2015		15/09/2015		07/10/2015		13/10/2015		03/11/2015		10/11/2015		10/12/2015		10/12/2015	
	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)
N. Campione	2015GE12049	2015GE12050	2015GE12531	2015GE12532	2015GE14032	2015GE14033	2015GE14486	2015GE14489	2015GE16179	2015GE16180	2015GE16755	2015GE16758	2015GE18566	2015GE18567	2015GE19067	2015GE19070	2015GE20764	2015GE20765	2015GE21286	2015GE21287	2015GE23274	2015GE23275	2015GE23266	2015GE23267
Cromo	0,059	0,007	-	-	0,065	0,008	-	-	0,015	0,019	-	-	0,012	0,008	-	-	0,09	<0,005	-	-	0,02	<0,005	-	-
Ferro	8,42	0,786	-	-	9,12	0,694	-	-	0,642	0,68	-	-	0,892	0,276	-	-	1,26	0,181	-	-	2,44	0,23	-	-
Manganese	0,268	0,107	-	-	0,3	0,112	-	-	0,138	0,09	-	-	0,085	0,1	-	-	0,084	0,066	-	-	0,16	0,07	-	-
Zinco	0,873	0,043	-	-	0,9	0,049	-	-	0,127	0,334	-	-	0,158	0,037	-	-	0,254	0,039	-	-	0,43	0,04	-	-
Idrocarburi totali	<0,1	<0,1	-	-	<0,1	<0,1	-	-	<0,1	<0,1	-	-	<0,1	<0,1	-	-	<0,1	<0,1	-	-	3,5	<0,1	-	-
Azoto ammoniacale	-	-	54	54,9	-	-	115,00	63	-	-	39,6	34,3	-	-	126	77,8	-	-	51,6	67,9	-	-	43,2	56,2
Tensioattivi Totali	-	-	10,9	2,7	-	-	10,5	2,3	-	-	6,8	4,4	-	-	9,4	2,2	-	-	11,9	3,9	-	-	7,5	3,9
Rame	0,235	0,01	-	-	0,24	0,01	-	-	0,025	0,034	-	-	0,053	0,01	-	-	0,066	0,015	-	-	0,11	0,02	-	-

PARAMETRI INDUSTRIALI - I SEMESTRE 2016

	05/01/2016		12/01/2016		02/02/2016		09/02/2016		01/03/2016		22/03/2016		05/04/2016		26/04/2016		03/05/2016		10/05/2016		07/06/2016		14/06/2016	
	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)
N. Campione	2016GE00103	2016GE00104	2016GE00397	2016GE00398	2016GE01423	2016GE01424	2016GE01664	2016GE01665	2016GE02817	2016GE02818	2016GE03754	2016GE03755	2016GE04453	2016GE04454	2016GE05619	2016GE05620	2016GE06180	2016GE06181	2016GE06456	2016GE06457	2016GE07748	2016GE07749	2016GE08002	2016GE08003
Cromo	0,039	0,018	-	-	0,007	0,01	-	-	0,006	0,007	-	-	0,014	0,016	-	-	0,016	0,012	-	-	0,011	0,007	-	-
Ferro	3,12	0,523	-	-	0,306	0,586	-	-	0,16	0,181	-	-	1,13	0,625	-	-	0,468	0,546	-	-	0,396	0,352	-	-
Manganese	0,162	0,095	-	-	0,066	0,094	-	-	0,061	0,073	-	-	0,109	0,263	-	-	0,106	0,12	-	-	0,127	0,1	-	-
Zinco	0,612	0,069	-	-	0,071	0,079	-	-	0,025	0,03	-	-	0,189	0,079	-	-	0,105	0,069	-	-	0,143	0,056	-	-
Idrocarburi totali	<0,1	<0,1	-	-	<0,1	<0,1	-	-	<0,1	<0,1	-	-	<0,1	<0,1	-	-	<0,1	<0,1	-	-	<0,1	<0,1	-	-
Azoto ammoniacale	-	-	66,3	58,9	-	-	46,9	29,3	-	-	71,8	80,3	-	-	76,1	75,1	-	-	163	66,8	-	-	56,6	56,8
Tensioattivi Totali	-	-	5	3,2	-	-	7,6	3	-	-	6	2,7	-	-	5,7	2,8	-	-	5,1	2,6	-	-	6,2	1,8
Rame	0,212	0,02	-	-	0,023	0,029	-	-	0,005	0,009	-	-	0,088	0,054	-	-	0,026	0,049	-	-	0,049	0,028	-	-

PARAMETRI INDUSTRIALI - II SEMESTRE 2016

	05/07/2016		26/07/2016		02/08/2016		23/08/2016		06/09/2016		13/09/2016		04/10/2016		25/10/2016		08/11/2016		15/11/2016		06/12/2016		28/12/2016	
	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)
N. Campione	2016GE09393	2016GE09394	2016GE10591	2016GE10592	2016GE11090	2016GE11091	2016GE12394	2016GE12395	2016GE13288	2016GE13289	2016GE13586	2016GE13587	2016GE14985	2016GE14986	2016GE16037	2016GE16038	2016GE16720	2016GE16721	2016GE16961	2016GE16962	2016GE18334	2016GE18335	2016GE18334	2016GE18335
Cromo	0,013	0,006	-	-	0,014	0,006	-	-	0,019	0,014	-	-	0,011	0,005	-	-	0,068	<0,005	-	-	0,019	0,005	-	-
Ferro	1,54	0,335	-	-	2,61	0,45	-	-	0,977	0,442	-	-	0,379	0,263	-	-	7730	0,154	-	-	0,512	0,297	-	-
Manganese	0,105	0,078	-	-	0,108	0,073	-	-	0,121	0,071	-	-	0,108	0,072	-	-	0,419	0,051	-	-	0,163	0,076	-	-
Zinco	0,27	0,042	-	-	0,151	0,036	-	-	0,215	0,043	-	-	0,202	0,049	-	-	0,852	0,02	-	-	0,05	0,063	-	-
Idrocarburi totali	1,8	<0,1	-	-	<0,5	<0,5	-	-	<0,1	<0,1	-	-	<0,1	<0,1	-	-	<0,1	<0,1	-	-	<0,1	<0,1	-	-
Azoto ammoniacale	-	-	63,2	76	-	-	53,2	65,2	-	-	72,7	67,8	-	-	32,5	47,8	-	-	49,3	54,2	-	-	57,5	61,7
Tensioattivi Totali	-	-	4,2	5,9	-	-	3,9	1,9	-	-	4,6	4,2	-	-	5,5	2,4	-	-	6,5	1,2	-	-	12,5	6,8
Rame	0,091	0,018	-	-	0,041	0,013	-	-	0,061	0,021	-	-	0,05	0,024	-	-	0,222	0,007	-	-	0,018	0,019	-	-

PARAMETRI INDUSTRIALI - I SEMESTRE 2017

	03/01/2017		04/04/2017		26/04/2017		02/05/2017		23/05/2017			
	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)
N. Campione	2017GE00214	2017GE00215	2017GE05169	2017GE05170	2017GE06298	2017GE06299	2017GE06686	2017GE06687	2017GE07965	2017GE07966		
Cromo	0,008	0,007	0,172	0,117	-	-	0,137	0,022	-	-		
Ferro	0,388	0,333	2,89	2,19	-	-	2,62	0,519	-	-		
Manganese	0,086	0,086	0,465	0,692	-	-	0,179	0,123	-	-		
Zinco	0,069	0,016	0,024	0,063	-	-	0,187	0,037	-	-		
Idrocarburi totali	<0,1	<0,1	<0,1	<0,1	-	-	1,8	<0,1	-	-		
Azoto ammoniacale	-	-	-	-	97,6	79,2	-	-	39,7	51,8		
Tensioattivi Totali	-	-	-	-	3,1	1,8	-	-	20,3	17,1		
Rame	0,026	0,007	0,005	0,013	-	-	0,101	0,01	-	-		

PARAMETRI INDUSTRIALI - II SEMESTRE 2017

	26/07/2017		05/09/2017		26/09/2017							
	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)	Ingresso (mg/l)	Uscita (mg/l)
N. Campione	2017GE10591	2017GE10592	2017GE13700	2017GE13701	2017GE14913	2017GE14914						
Cromo	-	-	0,012	0,008	-	-						
Ferro	-	-	0,474	0,515	-	-						
Manganese	-	-	0,076	0,117	-	-						
Zinco	-	-	0,175	0,03	-	-						
Idrocarburi totali	-	-	<0,1	<0,1	-	-						
Azoto ammoniacale	63,2	76	-	-	36,6	61,7						
Tensioattivi Totali	4,2	5,9	-	-	8	4,9						
Rame	-	-	0,044	0,008	-	-						