

## PROGETTAZIONE

STUDIO DI INGEGNERIA  
ISOLA BOASSO & ASSOCIATI S.r.l.  
Dott. Ing. Renzo ISOLA  
Dott. Ing. Riccardo ISOLA  
Dott. Ing. Paolo BOASSO  
Dott. Ing. Fabrizio RABAGLIO

Corso Prestinari 86  
13100 VERCELLI (VC)

Tel. 0039 0161 215214  
fax. 0039 0161 1895045  
isolaboasso@email.it  
isolaboassoeassociati@legalmail.it  
www.isolaboasso.it



Acqua Novara VCO Spa  
Via L. Triggiani n. 9  
28100 NOVARA

## PROGETTO DEFINITIVO

Oggetto

# AMPLIAMENTO DEPURATORE DI GRAVELLONA TOCE

Via Trattati di Roma  
Gravellona Toce (VB)

Data: Dicembre 2019

Rif. archivio: 002.19

Scala

—

TAV. n° FO.01.002

Rev.

1

AGGIORNAMENTI

Aggiornamento a seguito di verifica

DATA

Aprile 2020

Contenuto degli Elaborati

## RELAZIONE DI PROCESSO E IDRAULICA

Il Responsabile  
Dott. Ing. Riccardo ISOLA

Visto

Vs. Rif. arch.:

Riproduzione o consegna a terzi  
solo dietro specifica autorizzazione

Ente destinatario:

—

\* Riservato all'Amministrazione

## Sommario

1	Premessa .....	3
2	Riassunto dell'attività di pianificazione di ampliamento della rete fognaria verso Villadossola e carichi futuri .....	4
3	Attività di pianificazione di ampliamento del depuratore precedenti.....	6
4	Capacità dell'impianto e carichi influenti.....	6
5	Limiti Effluente ed Autorizzazioni Allo Scarico.....	11
6	Dimensionamento e Verifica Impianto di Gravelлона Toce .....	12
6.1	Descrizione del Ciclo di Trattamento Attuale .....	12
6.2	Ciclo di trattamento e filiera di progetto.....	15
6.3	Considerazioni in merito all'adozione di trattamento ad aerazione intermittente .....	17
6.4	Dimensionamento impianto in condizioni stazionarie .....	23
6.4.1	Pretrattamenti .....	23
6.4.2	Trattamento biologico .....	32
6.4.3	Defosfatazione.....	36
6.4.4	Sedimentazione Secondaria .....	37
6.4.5	Filtrazione terziaria .....	41
6.4.6	Disinfezione .....	43
6.4.7	Linea fanghi .....	45
6.4.8	Trattamento bottini.....	49
6.5	Verifiche impianto in condizioni dinamiche.....	50
6.5.1	Condizioni di simulazione medie.....	55
6.5.2	Influente con caratteristiche variabili e condizioni operative .....	56
6.5.3	Risultati.....	59
6.5.4	Bilanci di Massa.....	65
6.6	Opere di adeguamento previste.....	66
7	Calcolo del profilo idraulico .....	66
7.1	Criteri di calcolo .....	66
7.2	Formule per i calcoli idraulici .....	67
7.2.1	Condotte in pressione o sotto carico .....	67
7.2.2	Stramazzi, orifici, salti di fondo.....	68
7.2.3	Griglie .....	69
7.2.4	Moto uniforme.....	69
7.2.5	Risultati di calcolo .....	70

7.3	Profilo idraulico Impianto di Gravello Toce.....	70
-----	--	----

## ALLEGATO 1: PRINCIPALI PARAMETRI MODELLO DI SIMULAZIONE DINAMICO

## 1 Premessa

La presente relazione concerne le verifiche di processo del progetto di ampliamento del depuratore di Gravellona Toce, svolto da codesto studio di ingegneria nell'ambito dell'ordine di lavoro n. 371 del 08.02.2019.

Il progetto di adeguamento, risulta un primo lotto attuativo e funzionale di una serie di interventi relativi ad ulteriori sviluppi futuri del depuratore, a seguito degli interventi di riassetto fognario previsti a medio-lungo termine verso la Valle del Toce fino a Villadossola (rif. Progetto di *Riordino e ammodernamento del sistema idrico e fognario lungo il fiume Toce da Pallanzeno al Lago – Progettazione Preliminare, Dicembre 2015*, redatto da codesto studio di ingegneria, cui si rimanda per ulteriori dettagli).

Le opere in progetto sono mirate alla risoluzione delle criticità attuali, ovvero, sostanzialmente:

- Adeguare la capacità dei pretrattamenti, insufficiente al trattamento della massima portata in tempo secco, inclusiva delle portate parassite che attualmente si presentano in impianto;
- Adeguare la capacità del comparto di trattamento secondario, al fine di poter trattare anche la massima portata in tempo secco, realizzando una nuova linea simmetrica, per volumetria di processo, a quella attuale.

Si prevede quindi la realizzazione di un primo lotto di lavori per il trattamento delle portate in arrivo all'impianto allo stato attuale, incluso pretrattamento completo, senza alcuno sfioro in tempo secco, incluse quindi le portate parassite, che eccedono attualmente il valore di 5 volte la portata media nera per i pretrattamenti e 2 volte la portata media nera per il trattamento secondario.

La soluzione risulta propedeutica all'ampliamento futuro dell'impianto con la capacità complessiva di tutte le portate in arrivo all'impianto, considerate, visti gli interventi di adeguamento della rete fognaria pianificati, pari a 5 volte la portata media nera dell'intero bacino di utenza futuro (circa 54.000 a.e. inclusi fluttuanti). I pretrattamenti, così come previsti nel progetto, sono già idonei per il trattamento di tutte le portate future nell'ipotesi di progressiva eliminazione delle portate parassite.

Sommariamente, le opere in progetto sono costituite da:

- Nuovi pretrattamenti e nuova sezione di trattamento bottini
- Manufatto di sfioro delle portate di pioggia eccedenti la quota di 3 volte la portata media nera;
- Reattori biologici DN-N eserciti a cicli intermittenti di aerazione, nuova linea di primo lotto da circa 3.000 mc, con locale soffianti ed opere elettromeccaniche e piping;
- Conversione sedimentatore terziario in sedimentazione secondaria e potenziamento del ricircolo fanghi, sistemazione piping per ricircoli fango secondario e di supero;
- Nuovo comparto filtrazione terziaria;
- Adeguamento della disinfezione (con acido peracetico) a seguito abbassamento del profilo idraulico per l'inserimento della sezione di filtrazione terziaria ed adeguamento dell'impianto di dosaggio di acido peracetico;
- Sistemazioni ed adeguamenti vari linea acque per l'inserimento delle nuove opere;
- Posizionamento campionatori automatici a monte impianto ed allo scarico, e monitoraggio delle portate di pioggia scolmate a monte impianto (manufatto detriti con scolmo portate



eccedenti 5 volte la media nera) ed a monte reattori biologici (pozzetto ripartitore con sfioro e predisposizione per eventuale sedimentazione primaria meccanica); la stazione appaltante ha dato il proprio assenso a fornire a proprio carico e ad installare i campionatori automatici ed alimentarli;

- Adeguamento minimale della linea fanghi: la necessaria demolizione dell'ispessitore statico per far fronte agli ingombri della nuova sezione pretrattamento, richiede l'installazione, direttamente sopra la vasca di stabilizzazione fanghi, di un ispessitore meccanico, fino ad un tenore di circa 2-3%. In seguito dal bacino di stabilizzazione, (che quindi fungerà anche da polmone per l'utilizzo delle centrifuga) il fango sarà avviato alla disidratazione, ed una nuova centrifuga verrà prevista.

La sedimentazione primaria meccanica, come da intese con il gestore, comportando problematiche relative alla gestione del fango primario e di impatto odorigeno, viene al momento dismessa, e mantenuta in previsione futura, in caso di necessità. I carichi influenti vengono quindi considerati in questa configurazione.

Ulteriori sviluppi di adeguamento del comparto di trattamento secondario, richiederanno nuovi espropri ad est dell'area dell'impianto. In questo primo lotto non sono invece previsti espropri.

I principali riferimenti legislativi che sono stati presi in considerazione nella redazione del progetto dell'impianto sono:

- D. Lgs 152/2006 (Codice dell'Ambiente) e s.m. e i.;
- L.R. 40/98 e s.m. e i.;
- Decreto della Presidente della Giunta Regionale 16 dicembre 2008, n. 17/R.

I principali riferimenti di calcolo sono costituiti da:

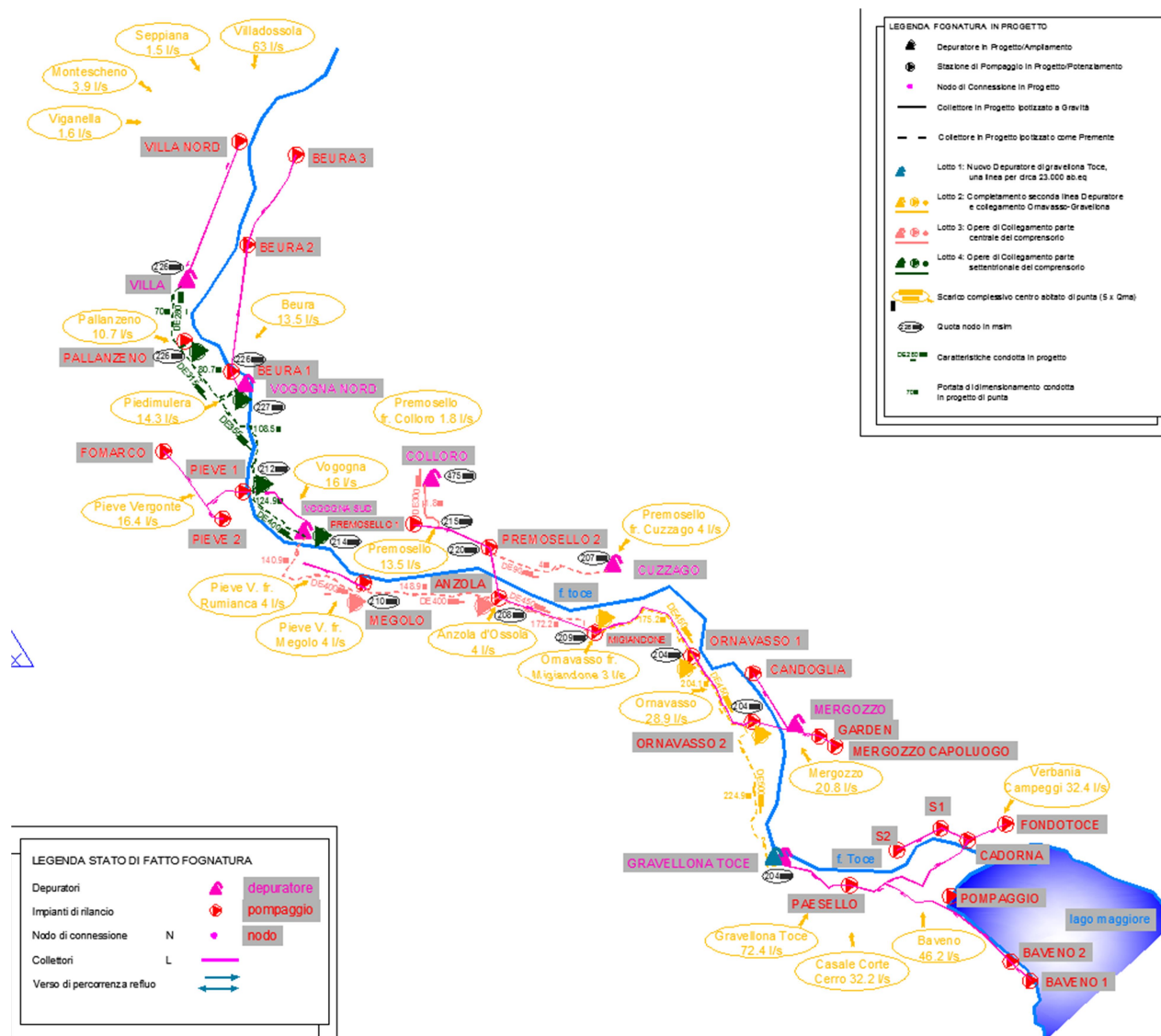
- Norme Tecniche Tedesche ATV-DVWK-A 131E;
- A.C.van Haandel, J.G.M.van der Lubbe, "Handbook of Biological Wastewater Treatment – Design and Optimisation of Activated Sludge Systems" IWA Publishing, 2012, 2nd edition;
- EPA (U.S. Environmental Protection Agency), Manual Nitrogen Control;
- Metcalf & Eddy, Wastewater Engineering , 4th ed.;
- Luca Bonomo, Trattamenti delle Acque Reflue, Mc. Graw-Hill.

Oltre che nella relazione illustrativa generale, si riporta qui di seguito, in quanto utile per l'inquadramento, un estratto dell'attività di pianificazione di ampliamento della rete fognaria che graverà in futuro sul depuratore di Gravellona Toce.

## **2 Riassunto dell'attività di pianificazione di ampliamento della rete fognaria verso Villadossola e carichi futuri**

Con riferimento al *Riordino e ammodernamento del sistema idrico e fognario lungo il fiume Toce da Pallanzeno al Lago* – Progettazione Preliminare, Dicembre 2015, redatto da codesto studio di ingegneria, le necessità di adeguamento scaturiscono dall'ampliamento della rete fognaria verso

nord, con recapito finale appunto al Depuratore di Gravelлона Toce, secondo lo schema riportato di seguito.



Il bacino di utenza complessivo ammonta a 50.500 abitanti complessivi al 2014 e circa 54.000 al 2065, inclusi i fluttuanti, valutati con la medesima dotazione idrica pro-capite di 190 l/ab g. Si rimanda a tale attività per maggiori dettagli inerenti l'attività di pianificazione di espansione della rete fognaria citata.

### 3 Attività di pianificazione di ampliamento del depuratore precedenti

La presente soluzione progettuale sviluppa le richieste del gestore in merito alle necessità di ampliamento dell'impianto. Si rimanda alla relazione illustrativa per maggiori dettagli inerenti la scelta dell'alternativa progettuale e considerazioni in merito allo scarico nel f. Toce.

Con Determinazione n. 1190 in data 06/09/2016, l'impianto risulta attualmente autorizzato per 10.600 abitanti residenti e 10.000 fluttuanti. Assegnando una dotazione di 300 l/ab g per i residenti, e 70 l/ab g per i fluttuanti, la portata media nera ammonterebbe a 3880 mc/g.

In realtà le portate in tempo secco che si presentano in impianto sono molto superiori.

Con riferimento alle elaborazioni eseguite nell'ambito della relazione illustrativa, si riportano di seguito i carichi di dimensionamento per l'adeguamento di impianto ed i limiti all'effluente considerati. Si rimanda al citato rapporto per maggiori dettagli (es. concentrazioni influente attuali, portate idrauliche ecc.).

### 4 Capacità dell'impianto e carichi influenti

Come detto, con riferimento al Riordino e ammodernamento del sistema idrico e fognario lungo il fiume Toce da Pallanzeno al Lago – Progettazione Preliminare, Dicembre 2015, il bacino di utenza complessivo ammonta a 50.500 abitanti complessivi al 2014 e circa 54.000 al 2065, inclusi i fluttuanti valutati con la medesima dotazione idrica pro-capite di 190 l/ab g (v. relazione illustrativa per maggiori dettagli).

Viene ora eseguita una elaborazione per determinare quale sia il carico più critico per il dimensionamento dell'intervento di adeguamento. Sono state indagate varie condizioni, con riferimento alla tabella sottostante:

- Colonna 1: si intende, in questa prima fase transitoria, trattare tutti i reflui in ingresso impianto senza scolare le portate fino a 5 volte la portata media nera in tempo secco, occorre trattare appunto circa 9000 mc/g, con le concentrazioni di refluo attuali, ovvero quelle misurate in ingresso impianto, in condizioni medie, di cui alle statistiche precedenti. In effetti, i carichi organici, con valori pro-capite di letteratura, relativi agli abitanti dell'autorizzazione allo scarico (10.600+10.000 fluttuanti), con una dotazione elevatissima, fittizia, solo per avere una portata media giornaliera di 9000 mc/g, danno luogo a concentrazioni medie di influente paragonabili alle medie statistiche riscontrate tra i campioni in ingresso impianto;
- Colonna 2: si ricreano le concentrazioni medie statistiche rilevate in impianto per la portata di 9000 mc/g medi, inclusive della deviazione standard, intese rappresentative di una situazione di adeguamento. Gli abitanti equivalenti derivano di conseguenza, e con essi la dotazione per mantenere la portata media entro 9000 mc/g medi. Gli abitanti equivalenti per le varie componenti di refluo sono pertanto variabili tra 25.000 a.e. e 37.500 a.e. (concentrazioni statistiche misurate non perfettamente omogenee con i valori di letteratura);

- Colonna 3: Parametri di dimensionamento della nuova singola linea in progetto (valori colonna 2 dimezzati).
- Colonna 4: Carico organico relativo a 54.000 a.e. e dotazione coerente con lo studio fognario citato della bassa valle del toce, pari a 190 l/ab g (eliminazione futura delle portate parassite), suddiviso tra le 5 linee future, ovvero la esistente, quella in progetto di primo lotto, e le 3 nuove ulteriori in ampliamento.

CONDIZIONE DI SIMULAZIONE	1 Gravellona Attuale Estate e inverno su <b>2 linee</b> (1 esist e 1 in prog) con concentrazi oni di calcolo a 9.000 mc/g (acque parassite)	2 Gravellona Attuale Estate e inverno su <b>2 linee</b> (1 esist e 1 in prog) con concentrazi oni refluo attuali incl. Dev. Standard, a 9.000 mc/g (acque parassite)	3 Gravello na solo la nuova linea in progetto primo lotto	4 futuro max studio toce su 5 linee in totale in estate (54.00 0 a.e. inclusi fluttua nti su 5 linee) <b>carico per linea</b>	
Numero abitanti residenti	10 600	37 500	18 750	10 800	a.e.
Dotazione idrica residenti	547	300	300	190	l/ab*gg
Numero abitanti fluttuanti	10 000	0	0	0	
Dotazione idrica fluttuanti	547	300	300	190	l/ab*gg
portata parassita	0	0	0	0	mc/gg
coeff.afflusso in fognatura	0.8	0.8	0.8	0.8	-
apporto specifico BOD5 da letteratura/per ritrovare conc. misurate	60	60	60	60	g/ab*g g
apporto specifico COD da letteratura/per ritrovare conc. misurate	130	130	130	130	g/ab*g g
apporto specifico TKN da letteratura/per ritrovare conc. misurate	12	8	8	12	g/ab*g g
apporto specifico NH4+ da letteratura/per ritrovare conc. misurate	8	6	6	8	g/ab*g g

apporto specifico P da letteratura/per ritrovare conc. misurate	2	2	2	2	g/ab*g g
apporto specifico TSS da letteratura/per ritrovare conc. misurate	70	70	70	70	g/ab*g g
					U.d.m.
Q industriale	0	0	0	0	
Q media nera Q24 civile	9 015	9 000	4 500	1 642	
Q media nera Q24 di progetto giornaliera Qciv+Qind	9 015	9 000	4 500	1 642	mc/gg
Q media annuale	3 290 314	3 285 000	1 642 500	599 184	mc/an no
	375.61	375.00	187.50	68.40	mc/h
	0.104	0.104	0.05	0.02	mc/s
	104.34	104.17	52.08	19.00	l/s
coeff.al biologico della q di pioggia	3.00	3.00	3.00	3.00	-
Q massima al biologico	27 044	27 000	13 500	4 925	mc/gg
	1126.820	1125.000	562.500	205.200	mc/h
	0.313	0.313	0.16	0.06	mc/s
	313.01	312.50	156.25	57.00	l/s
coeff. Pioggia	5.00	5.00	5.00	5.00	-
Q di pioggia massima ai pretrattamenti	45 073	45 000	22 500	8 208	mc/gg
	1878.033	1875.000	937.500	342.000	mc/h
	0.522	0.521	0.26	0.10	mc/s
	521.68	520.83	260.42	95.00	l/s
Carico totale civile+industriale BOD5 giornaliero	1236	2250	1125	648	
Carico totale civile+industriale COD giornaliero	2678	4875	2438	1404	
Carico totale civile+industriale TKN giornaliero	247	300	150	130	
Carico totale civile+industriale NH4+ giornaliero	165	225	113	86	
Carico totale civile+industriale P giornaliero	41	75	38	22	
Carico totale civile+industriale TSS giornaliero	1442	2625	1313	756	
a.e. di calcolo sul BOD5 sulla base apporti specifici da letteratura a 60 g/ab g	20600	37500	18750	10800	
a.e. di calcolo sul COD sulla base apporti specifici da letteratura a 120 g/ab g	22317	40625	20313	11700	

a.e. di calcolo sul TKN sulla base apporti specifici da letteratura a 12 g/ab g	20600	25000	12500	10800	
a.e. di calcolo sul NH4+ sulla base apporti specifici da letteratura a 8 g/ab g	20600	28125	14063	10800	
a.e. di calcolo sul P sulla base apporti specifici da letteratura a 2 g/ab g	20600	37500	18750	10800	
a.e. di calcolo sul TSS sulla base apporti specifici da letteratura a 70 g/ab g	20600	37500	18750	10800	
Concentrazioni influente secondo Qciv+Qind					
concentrazione BOD5 media giorn	137.1	250.0	250.0	394.7	mg/l
concentrazione COD media giorn	297.1	541.7	541.7	855.3	mg/l
concentrazione TKN media giorn	27.4	33.3	33.3	78.9	mg/l
concentrazione NH4 media giorn	18.3	25.0	25.0	52.6	mg/l
concentrazione P media giorn	4.6	8.3	8.3	13.2	mg/l
concentrazione TSS media giorn	160.0	291.7	291.7	460.5	mg/l

Dalle elaborazioni eseguite si evince che la condizione di calcolo più gravosa, in termini idraulici e di carico inquinante giornaliero da trattare, è costituita dallo stato attuale, colonna 2 (complessiva) o colonna 3 (singola linea). Pertanto le verifiche delle opere in progetto di primo lotto, saranno eseguite sulla base di queste condizioni di calcolo.

Questi valori sono in linea con le concentrazioni tipiche di liquami a prevalente componente civile, in condizioni di medio-alto carico inquinante a seconda dei parametri.

Contaminants	Unit	Concentration <sup>a</sup>		
		Low strength	Medium strength	High strength
Solids, total (TS)	mg/L	390	720	1230
Dissolved, total (TDS)	mg/L	270	500	860
Fixed	mg/L	160	300	520
Volatile	mg/L	110	200	340
Suspended solids, total (TSS)	mg/L	120	210	400
Fixed	mg/L	25	50	85
Volatile	mg/L	95	160	315
Settleable solids	mL/L	5	10	20
Biochemical oxygen demand, 5-d, 20°C (BOD <sub>5</sub> , 20°C)	mg/L	110	190	350
Total organic carbon (TOC)	mg/L	80	140	260
Chemical oxygen demand (COD)	mg/L	250	430	800
Nitrogen (total as N)	mg/L	20	40	70
Organic	mg/L	8	15	25
Free ammonia	mg/L	12	25	45
Nitrites	mg/L	0	0	0
Nitrates	mg/L	0	0	0
Phosphorus (total as P)	mg/L	4	7	12

Caratteristiche chimico - fisiche di liquami a prevalente componente civile (da Metcalf & Eddy, 4th Edition).

RIEPILOGO DELLE CONDIZIONI OPERATIVE: la portata trattata nel primo lotto di progetto sarà di 9.000 mc/g medi. La quota 5qm pari a 45.000 mc/g sarà pretrattata. La quota 3qm pari a 27.000 mc/g sarà avviata a trattamento secondario, la quota eccedente sarà scolmata a valle dei pretrattamenti.

Le portate future delle 5 linee in progetto, colonna 4, sono pari a 1642 mc/g x 5 = 8210 mc/g medi (aumenteranno i carichi associati). La quota 5qm pari a 41.050 mc/g sarà pretrattata. La quota 3qm pari a 24.630 mc/g sarà avviata a trattamento secondario, la quota eccedente sarà scolmata a valle dei pretrattamenti. (le portate si riducono, in quanto per il nuovo collegamento dei centri abitati previsto verso Villadossola, saranno effettuati nuovi collegamenti fognari con appositi scolmatori, con riduzione delle portate parassite ed aumento degli abitanti equivalenti).

Gli abitanti equivalenti di progetto sono pertanto: 20.600 attuali e di primo lotto (non si aggiungono carichi), 20.600+18.750 = 39.350 come capacità di impianto con il primo lotto, e fino a 54.000 con le ulteriori linee future.

Lo schema di suddivisione delle portate è riportato nel P&ID. in linea generale:

- i pretrattamenti trattano sempre sino a 5qm,
- in seguito le portate avviate a trattamento secondario (3qm) vengono suddivise al 50% sulla linea esistente e quella nuova, di medesimo volume.
- in futuro si potrà suddividere la medesima portata di 3qm in funzione del numero di linee presenti in impianto.



## 5 Limiti Effluente ed Autorizzazioni Allo Scarico



PTA Regione Piemonte: aree sensibili.

Tenendo presente che, secondo il Piano di Tutela delle Acque della Regione Piemonte (vedi fig. precedente), il depuratore ricade nel bacino di un'area sensibile (il Lago Maggiore), e conformemente all'autorizzazione allo scarico attualmente in vigore (Det. 1190 del 06.09.2016 della Provincia del VCO e successiva deroga del parametro P), l'effluente dovrà assicurare il pieno rispetto dei limiti qualitativi di cui alle Tabelle 1 e 2 dell'allegato 5 Parte terza del D.Lgs 152/06, riportate qui di seguito:

POTENZIALITÀ IMPIANTO IN A.E. (abitanti equivalenti)	2.000 – 10.000		> 10.000	
Parametri (media giornaliera) (1)	Concentrazione	% di riduzione	Concentrazione	% di riduzione
BOD <sub>5</sub> (senza nitrificazione) mg/l (2)	≤ 25	70-90 (5)	≤ 25	80
COD mg/l	125	75	125	75
Solidi Sospesi mg/l (4)	≤ 35 (5)	90 (5)	≤ 35 (5)	90 (5)

(1) Le analisi sugli scarichi provenienti da lagunaggio o fitodepurazione devono essere effettuati su campione filtrati, la concentrazione di solidi sospesi non deve superare i 150 mg/l.

(2) La misurazione deve essere effettuata su campione omogeneizzato non filtrato, non decantato. Si esegue la determinazione dell'ossigeno disciolto anteriormente e posteriormente ad un periodo di incubazione di 5 giorni a 20°C ± 1°C, in completa oscurità, con aggiunta di inibitori di nitrificazione.

(3) La misurazione deve essere fatta su campione omogeneizzato non filtrato, non decantato con bicromato di potassio.

(4) La misurazione deve essere fatta mediante filtrazione di un campione rappresentativo attraverso membrana filtrante di 0.45 µm ed essiccazione a 105°C con conseguente calcolo del peso, oppure mediante centrifugazione per almeno 5 minuti (accelerazione media di 2.800-3.200 g.), essiccazione a 105°C e calcolo del peso.

(5) Ai sensi dell'articolo 105 comma 6 (zone di alta montagna a quota > 1.500 m s.l.m.m.) la percentuale di riduzione del BOD<sub>5</sub> non deve essere inferiore a 40. Per i solidi sospesi la concentrazione non deve superare i 70 mg/l e la percentuale di abbattimento non deve essere inferiore al 70%.



Parametri (media annua)	Potenzialità impianto in A.E.			
	10.000 - 100.000		> 100.000	
	Concentrazione	% di riduzione	Concentrazione	% di riduzione
Fosforo totale (P mg/L) (1)	≤ 2	80	≤ 1	80
Azoto totale (N mg/L) (2) (3)	≤ 15	70-80	≤ 10	70-80

Lo stesso D.Lgs. 152/06 consiglia un valore limite per il parametro Escherichia Coli in uscita dagli impianti di depurazione pari a 5.000 UFC/100 ml.

Dal momento che l'impianto in esame ha una potenzialità superiore a 10.000 A.E., dovranno essere rispettati i seguenti valori allo scarico dei vari parametri inquinanti (espressi come media giornaliera):

- per il BOD5: concentrazione < 25 mg/l e percentuale di riduzione dell'80%;
- per il COD: concentrazione <125 mg/l e percentuale di riduzione del 75%;
- per il P totale: concentrazione ≤ 2 mg/l e percentuale di riduzione dell'80%;
- per l'azoto totale: concentrazione ≤ 15 mg/l e percentuale di riduzione tra il 70 e l'80%;
- per i nitriti < 0.6 mg/l;
- per i nitrati < 20 mg/l;
- per i SST: concentrazione < 35 mg/l e percentuale di riduzione del 90%;
- per l'escherichia coli: ≤ 5.000 UFC/100 ml

## 6 Dimensionamento e Verifica Impianto di Gravellona Toce

### 6.1 Descrizione del Ciclo di Trattamento Attuale

L'impianto di Gravellona Toce, progettato negli anni '80, ha subito alcune modifiche nel corso degli anni; allo stato di fatto, comprendendo le recenti opere di miglioria realizzate, il ciclo depurativo prevede le seguenti fasi:

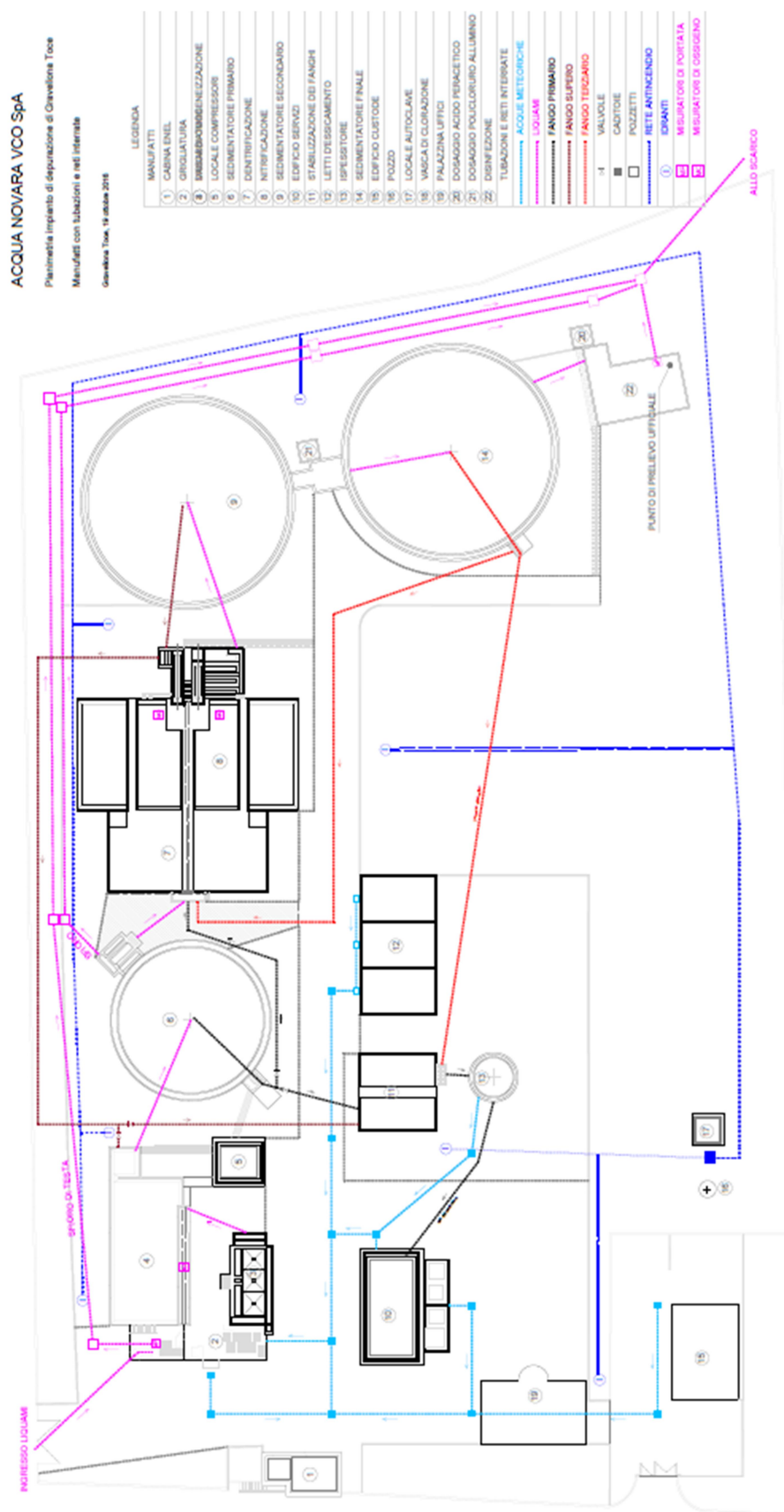
#### Linea acque

- grigliatura (1 grigliatura grossolana a barre tipo Savi GVB modificata utilizzando lamiera forata diam. 8 mm, + 1 filtrocolea Wam + 1 griglia a tamburo rotante tipo Savi Spiramatic VSA 800 utilizzati come grigliatura fine);
- sollevamento (2+1R pompe tipo Caprari KCM150L di capacità circa 250 mc/h cad. nel punto di lavoro medio);
- dissabbiatura-disoleatura, dimensioni circa 2.9 x 9.1 x 3.6 (h) in m, volume circa 95 mc;
- vasca equalizzazione non attiva, dimensioni circa 20 x 9.15 x 4m (h), volume pari a 700 mc;
- sedimentazione primaria (1 vasca circolare diam. 20 m, h utile 2 m, superficie 314 mq, volume circa 625 mc);
- reattori biologici realizzati di predenitrificazione con due vasche ciascuna di dimensioni 10.8 x 10.6 x 4.7 (h) m, compreso il recente sovrizzo di circa 50 cm, con volume pari a 538 mc ciascuna, e di ossidazione-nitrificazione con due vasche ciascuna di dimensioni 14.8 x 14.9

- x 4.5 (h) m, compreso il recente sovrizzo di circa 50 cm, con volume pari a 990 mc ciascuna; volume totale dei reattori pari a 3050 mc circa;
- il sistema di aerazione dei reattori biologici recentemente installato prevede:
    - n. 2364 diffusori a disco con membrana tipo SSI, 9", circa 83 mq di membrane installate, con 12% di copertura e resa dichiarata del 34% con circa 3300 mc/h di aria fornita e 42 Nm<sup>3</sup>/ h mq di portata specifica, e range di utilizzo dichiarato tra 24 e 96 Nm<sup>3</sup>/ h mq, SOTR complessivo 330 kgO<sub>2</sub>/h;
    - n. 2 soffianti tipo Kaeser EB380S L SFC da 37 kW cadauna, e portata cadauna di circa 1650 mc/h;
  - sedimentazione secondaria con fondo piatto e carroponte aspirante (1 vasca circolare diam. 27.4 m, h utile 2.5 m, superficie 589 mq, volume circa 1473 mc);
  - ricircolo attuale sedimentazione secondaria con n. 1 pompa Uniqa Zenit ZUG OC150 da 7.5 kW con portata 150-300 mc/h;
  - trattamento terziario (2 bacini a pianta quadrata+1 vasca circolare) - comparto di flocculazione-miscelazione attualmente non operativo;
  - sedimentazione terziaria con fondo inclinato e carroponte raschiante (1 vasca circolare diam. 27.8 m, h media utile 2.8 m, superficie 606 mq, volume circa 1698 mc);
  - disinfezione di dimensioni 6 x 12 x 1.8 (h) utile;

#### Linea fanghi

- digestione aerobica (1 digestore rettangolare 10 x10 x 4(h) m, dotato di aeratori galleggianti tipo Fuchs, in corso di sostituzione con diffusori immersi a disco);
- post-ispessimento (1 bacino circolare) - comparto attualmente non operativo;
- disidratazione mediante centrifuga Pieralisi FP600 RS/M, con capacità idraulica 9 mc/h di targa e portata trattabile di circa 5-6 mc/h allo stato attuale, in base a precedenti rapporti del gestore.



La verifica di capacità dell'impianto attuale, è stata eseguita nell'ambito di un rapporto separato predentemente consegnato all'ente, cui si rimanda per maggiori dettagli.

Le conclusioni di detto studio riportano che l'impianto sostanzialmente riesce a trattare, con la attuale sedimentazione primaria in funzione, un solo sedimentatore secondario ed uno terziario, e con gestione dei reattori biologici a cicli di aerazione intermittente, circa 20.000 a.e. e una portata media di 7.000 mc/g nel periodo invernale, con una portata di punta, relativa alla condizione con un unico sedimentatore secondario (ed un terziario) pari a circa 9.000 mc/g.

Si consideri anche che la portata media nera desumibile dagli abitanti di riferimento dell'impianto nell'autorizzazione allo scarico, risulta intorno a  $20.600 \text{ a.e.} \times 190 \text{ l/ab g} \times 0.8 = 3.100 \text{ mc/g}$ , a conferma che nelle acque reflue sono presenti acque parassite.

Come detto, il comparto biologico, in presenza di sedimentatore primario, deve poter trattare almeno 2 volte la portata media nera, in accordo con il disciplinare di scarico ed in accordo con l'All.B del Decreto della Presidente della Giunta Regionale 16 dicembre 2008, n. 17/R.

In assenza di sedimentatore primario, in base alla normativa, si dovrebbe avviare a biologico la portata di 3 Qm. Si evidenzia che tale portata si presenta comunque molto raramente in impianto allo stato attuale ( $9.000 \text{ mc/g} \times 3 = 27.000 \text{ mc/g}$  è circa pari al massimo valore registrato in ingresso impianto una volta sola nel 2013).

## 6.2 Ciclo di trattamento e filiera di progetto

Trattandosi di ampliamento di impianto esistente, e nel dettaglio di realizzazione di una linea parallela a quella esistente, viene adottato il medesimo ciclo di trattamento dell'impianto esistente, ovvero con reattori biologici a biomassa sospesa eserciti con aerazione intermittente, dotato di elevata flessibilità gestionale e con il quale il gestore ottiene attualmente buoni risultati in termini di qualità del refluo.

Dal punto di vista dei volumi di processo necessari, si prevede la realizzazione di una linea nuova simmetrica, per volumi (3.050 mc), a quella esistente, permettendo di frazionare il flusso al 50% tra le linee, fino alla realizzazione degli ulteriori ampliamenti.

I reattori biologici come detto saranno eserciti a cicli intermittenti di aerazione, in maniera simile alla gestione attuale della linea esistente. Il volume di denitrificazione è quindi variabile in funzione dei carichi e delle letture delle centraline sull'andamento delle forme azotate ed ossigeno disciolto (e/o potenziale redox a seconda della regolazione automatica e delle logiche di controllo proprietarie dei vari package di centraline in commercio).

Sono state adottate le seguenti configurazioni operative, modificate rispetto allo stato attuale sopra descritto:

- capacità di trattamento delle portate dei pretrattamenti da adeguare ai nuovi carichi influenti (nuovi pretrattamenti ex-novo realizzati fuori linea in posizione diversa dall'attuale);
- due sedimentatori secondari funzionanti in parallelo e ricircolo fanghi potenziato per tenere conto della ridotta profondità dei sedimentatori e delle condizioni gravose di funzionamento alla 3 qm attuale. Si prevede la realizzazione ex-novo, fuori linea, del pozzetto ricircolo fanghi secondari e di supero; l'assunto è favorevole anche dal punto di vista della realizzazione delle opere mantenendo in funzione l'impianto attuale e riducendo al minimo i fuoriservizio e le deroghe di scarico;

- la stabilizzazione esistente di fatto funge sostanzialmente da accumulo. E' stato simulato un nuovo sistema aerazione per stabilizzazione con soffiante dedicata, con sistema di diffusione in grado di sostenere un tenore di ossigeno pari a 2.0 mg/l. Il sistema è in corso di attuazione ed escluso dal presente progetto.
- ispessimento dinamico con macchina separatrice frazione solido-liquido, a monte della stabilizzazione, per incrementare la stabilizzazione del fango soprattutto nei periodi di punta, quale intervento minimale di adeguamento della linea fanghi, a seguito della demolizione dell'ispessitore.

In base ai dimensionamenti eseguiti, sono state determinate le dimensioni generali di ingombro della sezione pretrattamenti e dell'eventuale futuro comparto di sedimentazione primaria meccanica, per il trattamento delle portate future relative al bacino di 54.000 a.e. fino a 5 volte la portata media nera.

La soluzione proposta prevede già nel primo lotto l'adeguamento completo dei pretrattamenti, eventualmente alcune opere elettromeccaniche possono venire differite in funzione delle massime portate in ingresso impianto (inferiori a quelle da trattare con l'orizzonte temporale 2065), mentre la realizzazione delle opere civili è conveniente che avvenga già nel primo lotto di lavori.

Le necessità di ingombro di queste sezioni sono riportate nelle tavole grafiche.

In merito ai reattori biologici, ovviamente le previsioni delle ulteriori linee da realizzare in futuro, saranno da adeguare eventualmente alle variazioni delle condizioni di progetto, determinate dagli sviluppi dell'attività progettuale di riassetto del sistema acquedottistico, fognario e depurativo della bassa valle del Toce.

Dal punto di vista della sedimentazione secondaria, di concerto con il gestore, si prevede di convertire il sedimentatore terziario in sedimentatore secondario, con potenziamento dei ricircoli, e dotare l'impianto di filtrazione terziaria con filtri a disco. La soluzione con disinfezione UV è stata scartata in quanto maggiormente onerosa in termini realizzazioni e gestionali nel suo complesso.

La filiera di trattamento alla fine del primo lotto di lavori sarà pertanto:

- Scolmo portate eccedenti la 5 qm e dissabbiatore sfruttando l'interno della vasca del sollevamento iniziale esistente;
- Trattamento bottini;
- Pretrattamenti;
- Ripartizione ai reattori biologici;
- Reattori biologici a fanghi attivi (1 linea esistente ed una nuova) eserciti a cicli intermittenti di aerazione;
- N. 2 sedimentatori secondari (1 esistente ed uno terziario esistente convertito in secondario);
- Filtrazione finale con filtri a disco;
- Disinfezione con acido peracetico in comparto di disinfezione esistente ampliato;
- Campionatori e monitoraggio portate scolmate come già descritto.

In merito alla linea fanghi, non comprese del primo lotto, ma realizzato direttamente dalla stazione appaltante, si prevede la dismissione del sedimentatore primario e suo riutilizzo futuro come eventuale ulteriore volume di stabilizzazione aerobica (circa 1.000 mc complessivi con la vasca esistente), che saranno di aiuto per ottenere un maggiore grado di stabilizzazione del fango, oltre all'installazione del citato separatore con funzione di ispessimento fanghi a monte stabilizzazione, e dell'adeguamento della centrifuga esistente nell'apposito locale esistente.

### 6.3 Considerazioni in merito all'adozione di trattamento ad aerazione intermittente

Il processo adottato in impianto prevede un esercizio con aerazione dei reattori intermittente.

Il processo di depurazione biologica con rimozione dell'azoto (Nitro-Denitro) può essere realizzato infatti in bacino unico, attraverso l'alternanza delle fasi di aerazione (ox-nitificazione) e di non-aerazione (denitrificazione).

In altri termini, si realizza una trasformazione "spazio/tempo", mediante temporizzazione ciclica delle fasi depurative in volume unico, equivalenti ai volumi di reazione prefissati, come nel caso dei sistemi tradizionali. La fornitura ciclica (on/off) di aria consente la creazione la formazione di condizioni aerobiche ed anossiche adeguate per l'implementazione di fasi sequenziali di nitrificazione e denitrificazione. La portata di acque reflue influente rimane di tipo continuo.

Dal punto di vista del controllo, il processo di aerazione intermittente può essere implementato attraverso:

- il controllo temporizzato (prefissato dei cicli): più economico, ma in genere meno efficiente (applicabile a situazioni di carico in ingresso con caratteristiche pressoché costanti nel tempo);
- il controllo real-time (cicli definiti di volta in volta in base alle condizioni di processo) utilizzando strumentazione analitica per la misura on-line dei parametri di processo (es.: OD, ORP, pH, NH<sub>4</sub>, NO<sub>3</sub>): controllo più accurato e che fornisce maggiori garanzie rispetto alla qualità dell'effluente depurato.

Una strategia di controllo ottimale per i processi a cicli intermittenti di aerazione, prevede un controllo dell' $N_{tot}$  nell'effluente attraverso una corretta gestione delle fasi di aerazione e anossia, non soltanto in termini di durata, ma anche sulla base del trend di concentrazioni di  $N_{tot}$  esistenti.

Confrontando lo schema di processo convenzionale (continuo) di nitrificazione/ denitrificazione con quello ad aerazione intermittente, quest'ultimo risulta caratterizzato da un più alto grado di flessibilità. Infatti, è possibile regolare facilmente la lunghezza della fase di nitrificazione e quella della denitrificazione, ad esempio, sulla base delle concentrazioni misurati in tempo reale nell'effluente. Inoltre, questo schema consente di evitare la fase di ricircolo dei nitrati (richiesto nello schema di pre-denitrificazione convenzionale), spesso caratterizzato da elevati valori di portata e consumo di energia.

Si tratta comunque di un processo meno intuitivo rispetto al Ciclo Continuo, ma più flessibile rispetto alla variabilità dei carichi inquinanti in ingresso. Vi è inoltre, una maggiore complessità di configurazione del Modello (set  $T_c/HRT$ ,  $t_n/t_d$ ,  $NO_{3out}$ ,  $NH_{4out}$ , ecc.).

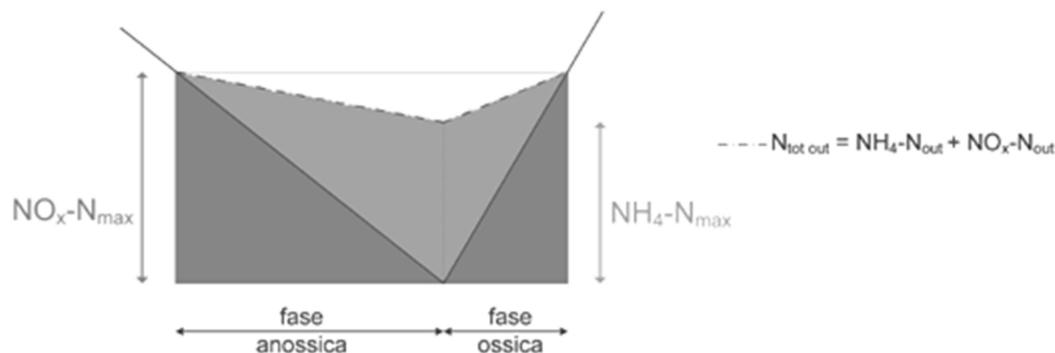
Per assicurare il rispetto dei limiti C,N nell'effluente è necessario verificare preliminarmente che il volume  $V$  del reattore biologico (in progetto o esistente) realizzi un Fattore di Carico  $F_c < 0,15$  [KgBOD/KgMLSS·d], ovvero:  $V > 24 \cdot Q \cdot BOD / (0,15 \cdot MLSS)$ .



Inoltre, deve verificarsi che il Carico Specifico Volumetrico dell'Azoto:  $NLR [Kg/m^3 \cdot d] = 24 \cdot Q \cdot N_{tot} / (1000 \cdot V) = 0,010 \div 0,240$ ; ovvero il rapporto COD/TKN deve essere compatibile ( $>8 \div 10$ ) con lo sviluppo del processo Nitro/Denitro.

In definitiva, l'applicabilità dei cicli intermittenti di aerazione nel processo Nitro/Denitro, dipende essenzialmente da due fattori preliminari:

- HRT, ovvero dal tempo di ritenzione idraulica, in quanto il volume  $V$  della vasca biologica deve essere maggiore di quello strettamente sufficiente perché avvenga (secondo le cinetiche del caso con una prefissata concentrazione MLSS, OD, Temperatura, ecc.) la rimozione del carbonio e dell'azoto e inoltre, il Carico Specifico di Azoto e il rapporto COD/TKN devono essere nel range di funzionalità.
- dal livello di efficienza richiesto, in termini di limiti C, N allo scarico (fissati  $NH_4out$  e  $NO_3out$ ): più i limiti C, N, sono restrittivi, più diventa critica la distribuzione dei tempi di aerazione e spegnimento, perché se da un lato si aumenta il tempo ( $t_n$ ) richiesto alla ossidazione del C e alla nitrificazione N, dall'altro si deve avere a disposizione un tempo ( $t_d$ ) perché avvenga e si completi la fase di denitrificazione.



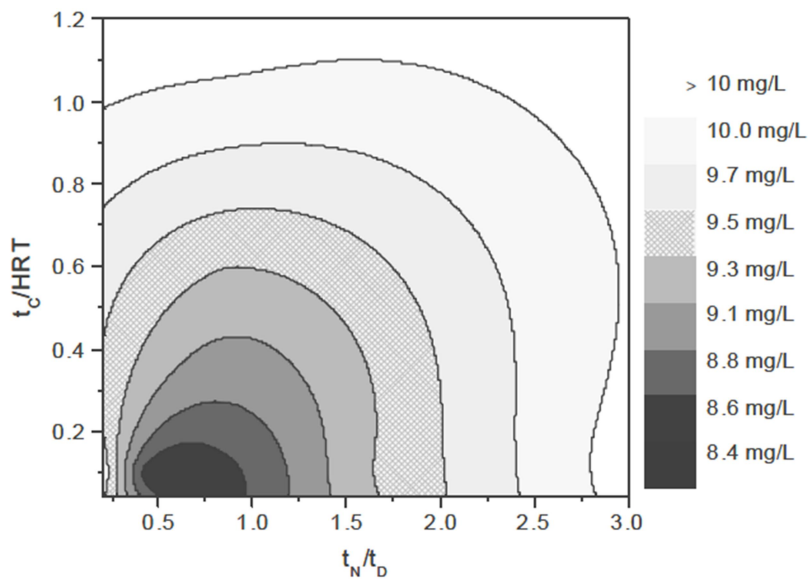
**Il grafico mostra l'andamento delle diverse forme di azoto durante la durata di un intero ciclo**

In merito alla valutazione dei tempi di ciclo più corretti, da simulazioni condotte su scala reale, risulta che è possibile individuare il range ottimale della durata dei cicli e il rapporto tra i tempi di nitrificazione e denitrificazione.

Gli studi di letteratura sono stati condotti al fine di valutare la concentrazione di  $N_{tot}$  nell'effluente sotto differenti condizioni di esercizio, a parità di condizioni stazionarie e di parametri cinetici al variare dei cicli di alternanza. È risultato che le prestazioni del processo Denitro/Nitro a Cicli intermittenti di aerazione dipendono principalmente da due parametri: il rapporto  $t_n/t_d$  e dalla lunghezza temporale dei cicli  $t_c$ .

Il rapporto  $t_n/t_d$  rappresenta il rapporto tra la durata della fase della nitrificazione ( $t_n$ ) e quella della denitrificazione ( $t_d$ ), valutati rispettivamente sulla base dei periodi di aerazione e non-aerazione. Il parametro  $t_c$  rappresenta la lunghezza di un intero ciclo, somma di  $t_n$  e di  $t_d$ .

In letteratura sono state testate differenti strategie di temporizzazioni  $t_n$  e  $t_d$ : variando il rapporto  $t_n/t_d$  (nel range 0,5-3) e variando il valore di  $t_c$  (nel range 1-24 h), si sono ottenuti corrispondenti concentrazioni di  $NO_3-N$ ,  $NH_4-N$ ,  $NO_2-N$ , ovvero dell' $N_{tot}$  nell'effluente. La dipendenza tra la concentrazione di  $N_{tot}$  rispetto ai due parametri di controllo sopracitati è mostrato nel grafico bi-dimensionale della figura seguente.



Concentrazione di Ntot nell'effluente in funzione di  $t_c/HRT$  e di  $t_n/t_d$ . Fissando ad es.  $t_c/HRT = 0,10$  (valore ottimale) si determina il valore di  $t_c = 0,1 \cdot HRT$

Da "Optimization of nitrogen removal in a full-scale intermittently aerated process"

Dalla figura risulta infatti che il valore minimo di concentrazione di Ntot nell'effluente si ottiene per valori  $t_c/HRT$  intorno a 0,10-0,13 e valori di  $t_n/t_d$  nel range 0,6-1,0. In questo modo, la simulazione consente di valutare i valori di tempo di ciclo ( $t_c$ ) che minimizzano la concentrazione di Ntot nell'effluente.

In particolare, il rapporto  $t_n/t_d$  influenza la concentrazione di Ntot nell'effluente, sia nel senso che lontano dai valori ottimali di  $t_n/t_d$  si ha che Ntot aumenta (andamento a V con minimo nel range di ottimalità), sia nel senso che il comportamento della concentrazione di  $NO_3-N$  e di  $NH_4-N$  nell'effluente è simmetricamente opposto, dal momento che valori elevati di  $t_n$ , a parità di tempo di ciclo  $t_c$ , sottraggono tempo alla denitrificazione  $t_d$  che, non completandosi, provoca un innalzamento del valore di nitrati in uscita. Viceversa, valori elevati di  $t_d$  sottraggono tempo alla fase di nitrificazione, provocando un innalzamento dei valori di ammonio (non nitrificato) in uscita.

L'influenza del tempo di ciclo  $t_c$  sulla qualità dell'effluente in termini di Ntot manifesta anch'esso un range di ottimalità, in maniera proporzionale al valore del rapporto  $t_c/HRT$ .

Sono state quindi effettuate simulazioni preliminari a cicli intermittenti di aerazione con temperatura del refluo a 12°C.

Assumendo come ipotesi iniziale, che le cinetiche delle reazioni di nitrificazione e denitrificazione siano di ordine zero e che la concentrazione di nitrati nell'influyente sia trascurabile, la condizione base per la funzionalità del processo scaturisce dal calcolo del Tempo Totale di Ciclo  $T_c$ , che deve essere inferiore al Tempo di Ritenzione Idraulica HRT, il quale dipende dalle volumetrie disponibili (in progetto o esistenti).

Nel caso in esame, si prevedono verifiche con il raddoppio del volume adibito a reattori biologici. Con il raddoppio del volume di ossidazione-denitrificazione si hanno pertanto le seguenti grandezze operative:



VERIFICA APPLICABILITA' PRELIMINARE DEI CICLI INTERMITTENTI DI AERAZIONE - INVERNO			
Qmedia:	9 000	mc/g	
BOD5 ingresso	250	mg/l	
TKN ingresso	33.33333	mg/l	
COD ingresso	541.6667	mg/l	
MLSS in vasca reattori:	4500	mg/l	
VOLUME REATTORI DISPONIBILE (ESISTENTI O IN PROGETTO):	6100	mc	
Fc	0.0820	< 0.15	OK
		0.1 < e <	
Cv azoto	0.0492	0.24	OK
Rapporto COD/TKN	16.2500	>8-10	OK

Ovvero i carichi volumetrici sono nel range compatibile per l'applicazione del metodo di aerazione intermittente, salvo verificare comunque l'applicabilità dei cicli intermittenti di aerazione nel processo Nitro/Denitro che, si ricorda nuovamente, dipende essenzialmente dai due fattori preliminari HRT e limiti di scarico.

Si procede quindi alla verifica dei tempi minimi di ciclo nel CASO INVERNALE.

#### Calcolo Tempi di Ciclo di Aerazione Intermittente

Il processo di depurazione biologica Nitro-Denitro può essere realizzato in un bacino unico (bioreattore), mediante la trasformazione "spazio/tempo", ovvero attraverso la temporizzazione ciclica delle fasi depurative in volume unico, equivalenti ai volumi di reazione prefissati, come nel caso dei sistemi tradizionali.

#### DATI DI CALCOLO

PARAMETRI	Simbolo	Valore	U.M.
Portata liquami in ingresso al biologico	Qb	375	[m <sup>3</sup> /h]
Temperatura liquami	T	12	[°C]
pH liquami	pH	7	[-]
Concentrazione della biomassa nel biologico	MLSS	4 500	[mg/l]
Volume del Bioreattore	Vb	6 100	[m <sup>3</sup> ]
Tempo di Redisenza Idraulico	HRT	16.3	[h]
Ossigeno Disciolto nel bioreattore	OD	2.0	[mg/l]
Concentrazione del BOD in ingresso al biologico	BODin	250.0	[mg/l]
Concentrazione del BOD in uscita al biologico	BODout	15.0	[mg/l]
Concentrazione del TKN in ingresso al biologico	TKNin	34.0	[mg/l]
Concentrazione del TKN in uscita al biologico	TKNout	5.0	[mg/l]
Concentrazione del NO <sub>3</sub> in uscita al biologico	NO <sub>3</sub> out	1.0	[mg/l]

### Calcolo Tempi Cicli Globali (T) Nitro-Denitro

Innanzitutto, occorre verificare che il Volume del Bioreattore sia sufficiente per operare rispetto alla rimozione del carico organico (BOD) e rispetto alla rimozione Nitro/Denitro dell'azoto (N). Se si indica con  $T_c$  il tempo complessivo dei cicli di ox-nitrificazione ( $T_n$ ) e di denitrificazione ( $T_d$ ), deve risultare che:

$$(1) \quad T_c = T_n + T_d < HRT \quad T_c = 11.04 \quad [h/ciclo]$$

dove:

**HRT** : tempo di Residenza Idraulico

**T<sub>n</sub>** : tempo totale di nitrificazione (aerazione on) =  $\sum t_n$

**T<sub>d</sub>** : tempo totale di denitrificazione (aerazione off) =  $\sum t_d$

Il tempo **T<sub>n</sub>** necessario per far completare la fase di nitrificazione è definito dal carico di azoto (TKN) che deve essere eliminato, in relazione alla velocità di nitrificazione ( $v_n$ ) e alla frazione ( $f$ ) di batteri nitrificanti:

$$(2) \quad T_n = (1000/Q \cdot MLSS) \cdot \Delta TKN_{elim} / (f \cdot v_{nT}) \quad T_n = 7.76 \quad [h]$$

dove:

$$\Delta TKN_{elim} = 24 \cdot Q_b \cdot [(TKN_{in} - TKN_{out}) - 0,05 \cdot \Delta BOD] / 1000$$

$$\Delta TKN_{elim} = 155.25 \quad [kg/d]$$

$$f = [1 + (BOD_{in} - BOD_{out}) / (TKN_{in} - TKN_{out}) \cdot (Y/Y_n)]^{-1} \quad f = 0.0323$$

$$v_{nT} = 24 v_{n20} \cdot [TKN_{out} / (K_{TKN} + TKN_{out})] \cdot [OD / (K_O + OD)] \cdot \delta n^{(T-20)} \cdot [1 - 0.833 \cdot (7.2 - pH)]$$

$$v_{nT} = 0.3672$$

con:

Velocità di nitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20°C

$$v_{n20} = 0.075 \quad [KgTKN/KgSS \cdot h]$$

Costante di semisaturazione relativa all'ammoniaca

$$K_{TKN} = 0.5 \quad [mg/l]$$

Costante di semisaturazione relativa all'ossigeno disciolto

$$K_O = 1.0 \quad [mg/l]$$

Coefficiente di correzione relativo alla temperatura

$$\theta = 1.12 \quad [-]$$

Analogamente, il tempo **T<sub>d</sub>** necessario per far completare la fase di denitrificazione è definito dal carico di nitrati (NO<sub>3</sub>) che deve essere eliminato, in relazione alla velocità di denitrificazione ( $v_d$ ):

□

$$T_d = (1000/Q \cdot MLSS) \cdot \Delta N - NO_{3elim} / v_dN \quad T_d = 3.28 \quad [h]$$

$$\Delta NO_{3rid} = NO_{3in} + \Delta TKN_{elim} - \Delta NO_{3rid} \quad (24 \cdot Q_b \cdot NO_{3out} / 1000) = 146.25 \quad [kg/d]$$

$$v_dT = 24 \cdot v_d20 \cdot [N - NO_{3out} / (K_n + N - NO_{3out})] \cdot [BOD / (K_s + BOD)] \cdot \delta_d^{(T-20)}$$

$$\text{con:} \quad v_dT = 0.0264 \quad [KgN - NO_3 / KgSS \cdot h]$$

$$\text{Velocità di nitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20 gradi} \quad v_d20 = 0.003 \quad [KgN - NO_3 / KgSS \cdot h]$$

$$\text{Costante di semisaturazione relativa ai nitrati} \quad K_n = 0.1 \quad [mg/l]$$

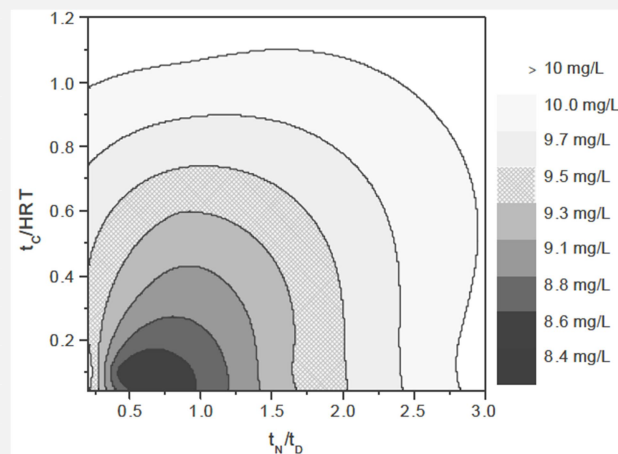
$$\text{Costanti di semisaturazione relativa al substrato carbonioso} \quad K_s = 0.1 \quad [mg/l]$$

$$\text{Coefficiente di correzione relativo alla temperatura} \quad \delta_d = 1.12 \quad [-]$$

#### Calcolo Tempi Cicli Unitari (t) Nitro-Denitro

Si fissi il rapporto  $t_c/HRT$  in base alle condizioni più favorevoli (v. grafico seg.):

$$t_c/HRT = 0.10 \quad [-]$$



Si ha  
che:  
 $T_n/T_c = 0.70 \quad [-]$   
da cui si ricavano i tempi unitari di ciclo:

$$t_c = 1.63 \quad [h]$$

$$t_n = 1.14 \quad [h]$$

$$t_d = 0.48 \quad [h]$$

$$N_c = 14.8 \quad [n/d]$$

$$T_{aer} = 16.9 \quad [h/d]$$

In definitiva, si ottiene un **Processo a Cicli di Aerazione Intermittente** caratterizzato da un numero di cicli giornaliero  $N_c$ , da cicli di aerazione (nitrificazione)  $t_n$ , tempi di miscelazione non aerata (denitrificazione)  $t_n$ , con un tempo complessivo giornaliero di aerazione  $T_{aer}$ .

I tempi di ciclo sono compatibili mediamente con la portata idraulica in ingresso ai reattori ed i carichi da trattare. Nel successivo paragrafo 6.5 verranno eseguite delle simulazioni dinamiche per confermare le scelte di intervento.

L'utilizzo dell'aerazione intermittente necessita dell'installazione di centraline e di sensori dedicati, di mixer in vasca da utilizzare durante le fasi non aerate.

## 6.4 Dimensionamento impianto in condizioni stazionarie

### 6.4.1 Pretrattamenti

A monte dell'impianto si manterrà attivo lo scolmatore delle portate di pioggia eccedenti 5Qm nera, ovvero oltre 45.000 mc/g, pari a 1875 mc/h, essendo il trattamento dimensionato per 5Qm (soli pretrattamenti) e per 3Qm (trattamento secondario) come portate massime ammissibili, in assenza dei sedimentatori primari.

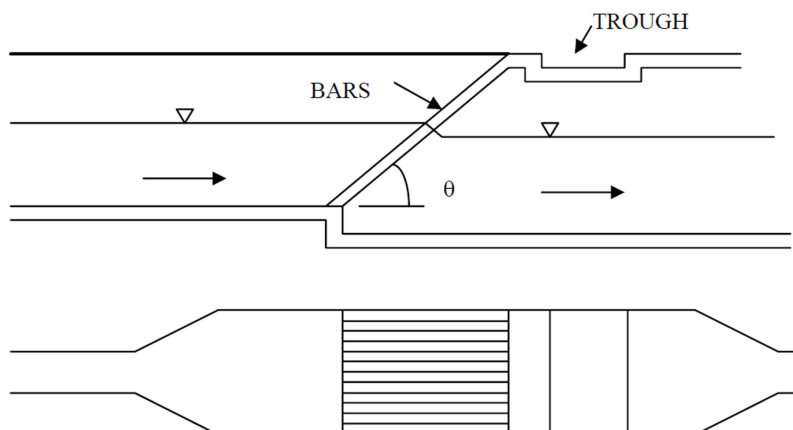
Le acque di sfioro >5Qm, sono preventivamente grigliate, con la grigliatura esistente a monte dello stesso.

A valle del manufatto di scolmo delle extraportate di pioggia, dopo concerto con il gestore e valutazioni critiche di opportunità di intervento con diversi fornitori, è prevista la sezione pretrattamenti, con la grigliatura grossolana (profonda), seguita da sollevamento, grigliatura fine e dissabbiatura.

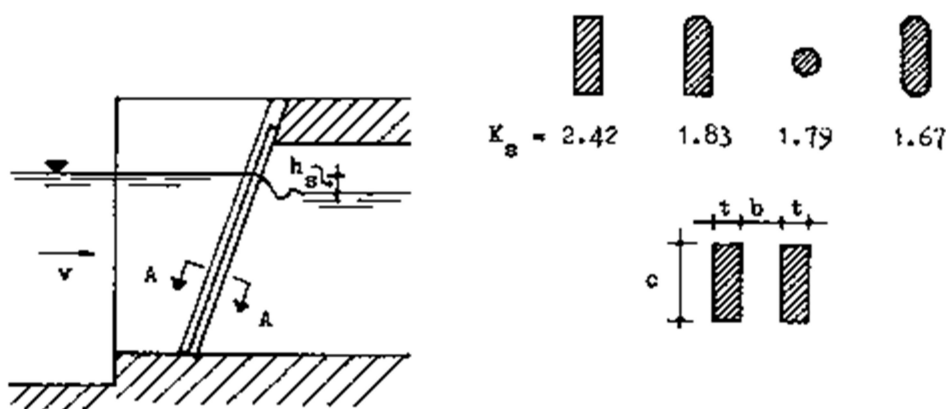
La grigliatura grossolana risulta interrata, ma ha la utilissima funzione di protezione della camera di aspirazione delle pompe. Le successive sezioni possono quindi essere realizzate in quota fuoriterza, con minore impatto su scavi ed opere provvisoriale. La portata media di dimensionamento è indicata nel cap. 4.

Sono previste n.1+1R griglie verticali oleodinamiche. Le barre hanno spaziatura di 20 mm. Ciascuna griglia di larghezza 2.00 m sarà raccordata a monte e valle in un canale largo 1,00 m, al fine di contenere le velocità della corrente nella sezione libera di efflusso entro 0.5-1.2 m/s in tutte le condizioni di lavoro. È presente un canale di bypass della sezione.

Il materiale grigliato sarà raccolto da un nastro trasportatore, in comune tra le griglie, e convogliato verso il cassonetto di raccolta collocato al piano interrato, e sollevato al livello del piano campagna direttamente dai mezzi di smaltimento (ditta smaltimento grigliato dotata di autocarro con gru).



Le perdite di carico attraverso le griglie grossolane possono venire calcolate con l'equazione di Kirchmer, Mosonyi, 1963



$$h_s = K_s \left( \frac{t}{b} \right)^{\frac{4}{3}} \frac{v^2}{2g} \sin \alpha$$

dove

$h_s$  = Perdita di carico, m

$K_s$  = coefficient di perdita di carico sulla griglia

$t$  = spessore delle barre, m

$b$  = spazio tra le barre, m

$v$  = velocità di approccio a monte griglia, m/sec

$\alpha$  = angolo di posa della griglia

Normalmente tale calcolo determina una perdita di carico pari a pochi centimetri. In realtà maggiore utilità è la determinazione delle perdite di carico a griglia parzialmente sporca, ed in tal caso risulta determinante che ogni produttore di griglie, in base ai propri test ed alle proprie macchine, fornisca tali valori da assumere.

Le perdite di carico di ogni griglia specifica, a griglie parzialmente ostruite, sono fornite direttamente dai fornitori mediante prove sperimentali dirette e non possono venire calcolate, se

non genericamente e con ampi margini di errore. Le assunzioni di progetto sono comunque cautelative per le griglie in esame, ovvero maggiori delle indicazioni del fornitore.

Nel caso in esame si adotta un valore maggiore e cautelativo da utilizzare in base alle indicazioni ricevute dai vari produttori di questo tipo di griglie (v. profilo idraulico).

L'edificio pretrattamenti al momento non è previsto dotato di deodorizzazione. In futuro, in caso di disponibilità economiche, potrà venire deodorizzato.

Si fa presente che già allo stato attuale i pretrattamenti non risultano deodorizzati, e non sono segnalate problematiche legate all'odore emanato dall'impianto. Non sono nemmeno presenti ricettori particolari in adiacenza all'impianto.

A valle della grigliatura grossolana è previsto il sollevamento iniziale, con capacità di sollevare fino a 5 volte la portata media nera. Non c'è possibilità di realizzare un troppo pieno, vista la posizione e la profondità dei collettori in progetto, derivati dalle profondità dei collettori esistenti.

Si prevede l'installazione di n.3+1R pompe dotate ciascuna di inverter e di due misuratori di portata ad ultrasuoni modello clamp-on sulla mandata complessiva in cui confluiscono le mandate delle singole pompe.

Le pompe devono sollevare al massimo 5Qm pari a 1875 mc/h complessivamente. Sono previste pompe di portata massima pari a 625 mc/h cadauna.

Lo studio del corretto funzionamento dell'insieme costituito dalla stazione di sollevamento e dalla relativa condotta di mandata viene sviluppato costruendo le curve caratteristiche dell'impianto e determinandone il punto di intersezione con le curve caratteristiche del sistema di pompaggio.

La *curva caratteristica dell'impianto* definisce il valore della prevalenza che deve essere fornita dal gruppo di pompaggio al variare della portata circolante. Tale valore viene determinato con l'espressione:

$$\Delta H_{TOT} = \Delta H_{geod} + \Delta H_{distr} + \Delta H_{conc}$$

Il contributo dato dalla differenza di quota tra il punto di recapito e la stazione di sollevamento è dato da  $\Delta H_{geod}$ .

Le perdite di carico in condotta sono indicate come somma delle perdite distribuite  $\Delta H_{distr}$  e concentrate  $\Delta H_{conc}$ .

Le perdite di carico *distribuite* sono date dalla seguente espressione:

$$\Delta h_{distr} = J \cdot L$$

dove:

- J [m/m] è la perdita di carico per metro di tubazione;
- L [m] è la lunghezza della tubazione.

La perdita di carico per metro di tubazione J è calcolata secondo la formula di Gauckler - Strickler:

$$J = \frac{v^2}{C^2 R}$$

dove:

- v [m/s] = velocità della corrente;

- $C = kR^{1/6}$  = parametro di scabrezza.

Poiché la tubazione sarà in acciaio, il valore della scabrezza  $k$  è stato assunto cautelativamente pari a circa  $80\text{m}^{1/3}/\text{s}$ .

Le *perdite di carico concentrate*, talvolta trascurate nel calcolo delle lunghe condotte, sono state valutate con l'espressione:

$$\Delta H_{conc} = \sum k \frac{V^2}{2g}$$

in cui  $k$  assume un valore diverso in base al tipo di perdita:

- piede di accoppiamento: 0,3
- curva a  $90^\circ$ : 0,3
- sezionamento: 0,2
- valvola di non ritorno: 1,1
- sbocco: 1

Sono state considerate le perdite concentrate alla stazione di sollevamento (piede di accoppiamento, valvola di non ritorno, saracinesca, curve), lungo la linea (curve) ed allo sbocco. Le perdite di carico concentrate e distribuite sono state calcolate come somma delle perdite lungo la singola tubazione di mandata in uscita da una pompa fino allo sbocco.

La prevalenza geodetica dell'impianto, calcolata come differenza tra la quota minima di aspirazione e quella del punto massimo della mandata, è pari a circa  $H_{geod.} = 13\text{ m}$ , mentre la somma delle perdite di carico continue e concentrate nel sistema formato dalle singole mandate e dalla mandata comune, è stata stimata in  $2\text{ m}$ . Le tubazioni di mandata delle singole pompe (DN350) vengono dimensionate per una velocità del reflu in condotta non superiore ad  $1.8\text{ m/s}$ . Tali velocità risultano adeguate per condotte in pressione e ne garantiscono l'autolavaggio; ad ogni avviamento, quindi, il reflu pompato rimuoverà i sedimenti eventualmente depositatisi durante l'intervallo di tempo tra un avviamento e l'altro. Anche nella mandata complessiva DN700 le velocità risultano adeguate e pari a  $1,35\text{ m/s}$ .

Si ottiene quindi una prevalenza complessiva pari a circa  $14\text{ m}$ .

Il calcolo del volume della camera di pompaggio deve essere effettuato in modo da contenere il numero degli avvii delle pompe entro i limiti di sicurezza elettrica definiti dal costruttore. Nel caso di pompe sommerse, soggette quindi anche ad una buona dissipazione del calore generato in fase di spunto dal motore, il numero di avviamenti/h è stato considerato pari a 8, sebbene tecnicamente sia possibile una frequenza ben maggiore (fino a 30 ed oltre sui modelli più recenti).

Nel caso di stazione equipaggiata con  $n$  elettropompe attive uguali che si avviano in sequenza all'aumentare del livello e, sempre in sequenza, si staccano al diminuire del livello, il volume totale da assegnare alla camera di pompaggio è definito dalla seguente formula:

$$V_{tot} = V + (n-1) \cdot \Delta h \cdot S$$

dove:

- $V_{tot} [\text{m}^3]$  è il volume necessario per la regolarizzazione dei cicli di accensione;
- $V [\text{m}^3]$  è il volume nel caso di una singola pompa;

- $\Delta h$  [m] è la differenza di quota che determina i successivi avvii delle pompe e può essere assunto pari a 0,30 m;
- $S$  [m<sup>2</sup>] è la superficie della camera di pompaggio = 6 m x 3,5 m.

Il Volume  $V$  minimo per ogni singola pompa, si calcola con l'espressione (*Sistemi di Fognatura, Hoepli, S.Artina et. Al, 2001*).

$$V(\text{min}) = Q_{\text{pompata}} (\text{in m}^3/\text{h}) / 4N = 19.53$$

Dove  $N$  è il numero di avviamenti/ora.

Nelle tavole grafiche sono riportati i livelli minimi e massimi relativi al volume adottato ( $V=33.60 \text{ m}^3$  contro un minimo di  $32.13 \text{ m}^3$  totali) per la camera di aspirazione, nel rispetto dei dettami illustrati in precedenza.

Per evitare di fare intervenire sempre le stesse pompe, ad ogni ciclo deve essere invertito/modificato l'ordine di attivazione delle pompe.

I liquami pompati confluiranno in una canalina di raccolta e da qui nuovamente suddiviso per il trattamento di grigliatura fine, 1+1R (come per le griglie fini, ogni griglia è in grado di trattare tutta la portata in ingresso impianto comprese le punte orarie). Le griglie sono previste del tipo a nastro filtrante con fori diametro 6 mm. Ciascuna griglia di larghezza 2.00 m sarà raccordata a monte e valle in un canale largo 1,00 m, al fine di contenere le velocità della corrente nella sezione libera di efflusso entro 0.5-1.2 m/s in tutte le condizioni di lavoro. È presente un canale di bypass della sezione.

Attraverso delle paratoie sarà possibile mettere fuori servizio temporaneamente una o più griglie per interventi di pulizia e manutenzione (non rispettando però i parametri normali di funzionamento).

Anche in questo caso il materiale grigliato sarà raccolto da una coclea compattatrice in comune tra le griglie, e convogliato verso il cassonetto di raccolta collocato all'esterno della sezione, al livello del piano campagna per un'adeguata movimentazione.

Le perdite di carico attraverso le griglie fini possono venire calcolate con l'equazione:

$$h = \frac{1}{2 \cdot g \cdot C_d^2} \cdot \left( \frac{Q}{A} \right)^2$$

dove

$g$  = accelerazione di gravità (m/sec<sup>2</sup>);

$C_d$  è il coefficiente di scarico = 0.6 a griglie pulite;

$Q$  è la portata attraverso le griglie (m<sup>3</sup>/sec);

$A$  è l'area effettiva sommersa (m<sup>2</sup>).

Anche nel caso in esame è preferibile adottare valori forniti dai fornitori, desunti da ricerche in scala reale e prestazioni a griglie parzialmente intasate.



Nel caso in esame è stato adottato il valore prudenziale suggerito dal fornitore in caso di griglie parzialmente ostruite (v. Profilo idraulico).

A seguire il trattamento di grigliatura è presente il trattamento di disoleatura-dissabbiatura (n. 2+0R vasche).

L'ingresso delle acque alla sezione avviene tramite una canaletta di distribuzione.

Si prevede la realizzazione di due linee di dissabbiatura e disoleatura di tipo aerato, ciascuna dotata di sistema di superficie di raccolta degli olii e dei grassi e di una coclea di fondo per il convogliamento delle sabbie verso una tramoggia di raccolta. Ciascuna tratta la metà delle portate in ingresso, senza riserva.

Le sabbie accumulate nelle tramogge saranno pompate verso un classificatore-lavatore sabbie, le cui acque di drenaggio verranno scaricate nella vasca di dissabbiatura.

Mediante l'impiego di una serie di diffusori porosi viene insufflata aria all'interno della massa liquida imprimendo all'acqua un moto a spirale che, unito alla particolare conformazione della vasca di contenimento, consente la separazione dalla sabbia di eventuali particelle di sostanze organiche. I due sistemi di diffusori tubolari saranno alimentati da 1+1R soffiante ubicata a fianco del manufatto.

Il sistema di flottazione dei grassi mediante aria è particolarmente vantaggioso in quanto oltre ad ottenere gli effetti sopra citati, permette una buona preareazione del liquame stesso che potrebbe arrivare all'impianto in carenza d'ossigeno dovuta alla lunga permanenza in fognatura.

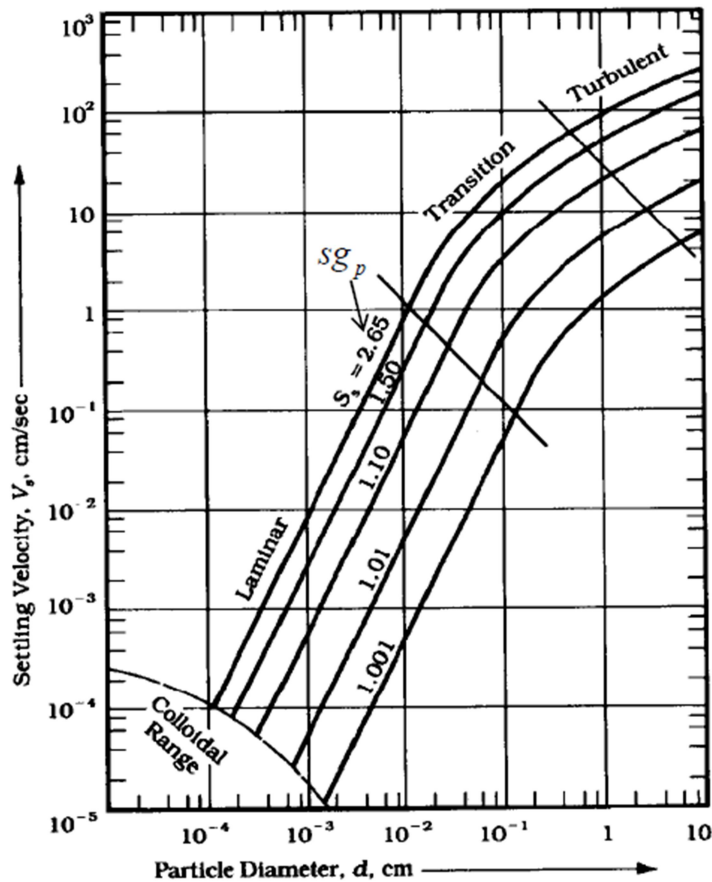
I materiali flottanti sono raccolti in pozzetti separati (uno per ciascuna unità di dissabbiatura – disoleazione) e poi indirizzati ad un cassone di raccolta.

Il progetto della dissabbiatura avviene analizzando la teoria della separazione dei solidi all'interno di un liquido. La velocità di sedimentazione delle particelle solide segue la legge riportata nel grafico seguente.

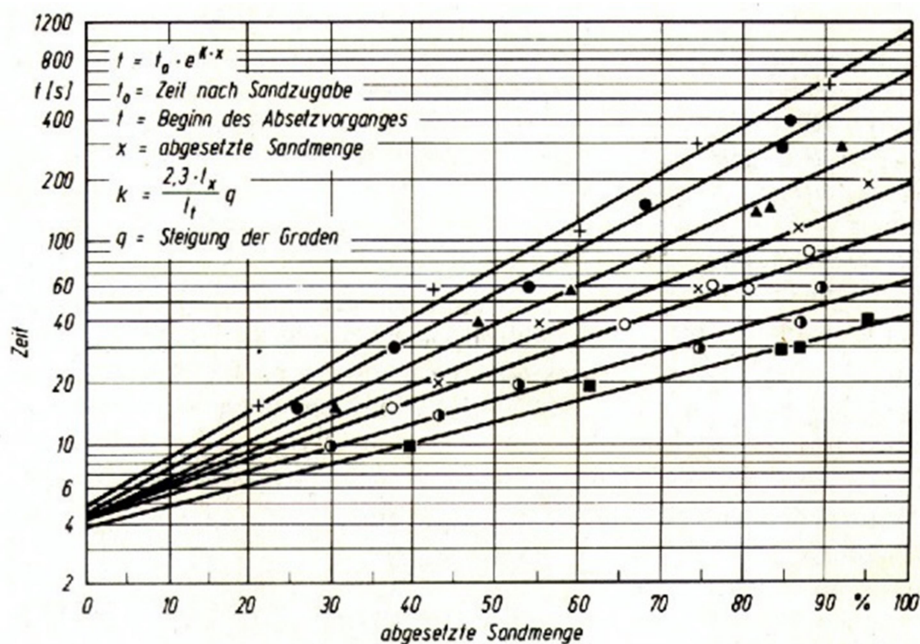
Reynolds and Richards

**FIGURE 9.5 Type I Settling of Spheres in Water at 10°C**

Adapted from "Water Treatment" by T. R. Camp in *Handbook of Applied Hydraulics*, 2nd ed. Edited by C. V. Davis. Copyright © 1952 by McGraw-Hill, Inc. Reprinted by permission.



Normalmente ci si occupa di rimuovere almeno l'85% delle particelle di diametro maggiore a 0.2 mm. A tal fine occorre assicurare un minimo tempo di permanenza in vasca delle particelle solide, secondo il seguente grafico sperimentale (Kalbskopf), che riporta sull'asse y il tempo di permanenza in secondi, la % di rimozione sull'asse x, e le varie curve di sedimentazione a seconds del diametro delle particelle in sospensione.

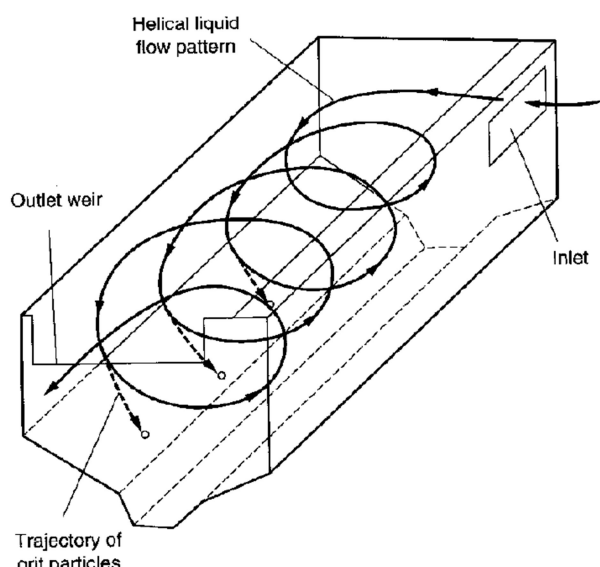


Zeit s	Körnung mm $\phi$	
1100 - 0,125 - 0,16		+
700 - 0,16 - 0,2		●
366 - 0,2 - 0,25		▲
200 - 0,25 - 0,315		x
125 - 0,315 - 0,4		○
66 - 0,4 - 0,5		◐
42 - 0,5 - 0,8		■

**Bild 3.3-18**  
Im belüfteten Sandfang in  
Abhängigkeit von der Zeit  
abgesetzte Sandmenge  
[23]

L'effetto dell'insufflazione di aria massimizza la traiettoria delle particelle solide e quindi il tempo di permanenza.

MetCalf and Eddy Figure 5-34  
Helical flow pattern in an aerated grit chamber



In accordo quindi con i tempi di sedimentazione (>600 sec. per DN 0.2 mm con rimozione dell'85%) e con i parametri tipi di dimensionamento, es. *Metcalf & Eddy, 4th edition*, vanno rispettati i seguenti dettami:

MetCalf and Eddy Table 5-17  
Typical design information for aerated grit chamber

	Unit	Range	Typical
Detention time at peak flow	min	2-5	3
Dimensions:			
Depth	m	2-5	
Length	m	7.5-20	
Width	m	2.5-7	1.15
Width-depth ratio	ratio	1:1 to 5:1	1.5:1
Length-width ratio	ratio	3:1 to 5:1	4:1
Air supply per unit of length	m <sup>3</sup> /min/min	0.2-0.5	
Grit quantities	m <sup>3</sup> /103m <sup>3</sup>	0.004-0.20	0.015

Si ottengono pertanto i seguenti parametri geometrici ed operativi della sezione di dissabbiatura e disoleatura (il dimensionamento del comparto è stato eseguito per consentire il trattamento di metà della portata di pioggia su di ciascuna unità):

DISSABBIATURA-DISOLEATURA	
N. UNITA': 2+0R (ogni linea per la metà delle portate)	
	Parametri per ciascuna vasca
Qmedia Qm/2	187.5 mc/h
Qmassima 5Qm/2	937.5 mc/h
Volume of grit chamber	81 m <sup>3</sup>
HRT a Qmassima (consigl. 2-5 min)	5.2 min
HRT a Qmedia (consigl. 10-15 min.)	25.9 min
Larghezza zona dissabbiatura	3.00 m
Lunghezza	9.00 m
Superficie	27.00 m <sup>2</sup>
Profondità media	3.00 m
Width/Dept ratio	1.0
Lenght/Width ratio	3.00
Flow/Surface ratio max (consigl. <35 m/h)	34.7 m/h
Total Supply of Air flow	180 m <sup>3</sup> /hr per vasca 1+1R da 360 mc/h @ 550mbar in comune tra le due vasche

Per garantire una portata limite massima al comparto biologico coincidente con la portata assunta per il dimensionamento ( $3 Q_m$ ), è stato studiato un sistema di controllo della portata, abbinato al sistema di sfioro iniziale descritto in precedenza.

Si evita quindi che, in concomitanza degli eventi piovosi, confluisca nel comparto biologico una portata maggiore di quella di progetto che, oltre a renderne critico il funzionamento, comporta, a causa del maggior volume d'acqua trattato, maggiori oneri gestionali.

Il pozzetto partitore a valle della dissabbiatura si compone di una sezione predisposta per un futuro eventuale inserimento della sezione di filtrazione primaria meccanica, in luogo della tradizionale sedimentazione primaria (con queste unità si risparmiano gli ingombri di superficie rispetto alla soluzione tradizionale).

La eventuale sedim. Primaria meccanica dovrà poter trattare fino a 45.000 mc/g. Sono ipotizzate, con riserva di verifica da parte dei fornitori ed in base agli sviluppi futuri della tecnologia, n. 6 macchine da 7500 mc/g cad. di portata di punta, luce di filtrazione 300 micron, con pompaggio del fango alla stabilizzazione previa eventuale fluidificazione, rendimento di riduzione dei solidi sospesi pari almeno al 45% alla portata media, e almeno al 30% alla portata massima.

Il profilo idraulico pertanto tiene conto di una possibile perdita di carico (futura) in corrispondenza della filtrazione primaria meccanica (vedere nel dettaglio il profilo idraulico ed il manufatto partitore).

Il manufatto partitore riceve i flussi dei vari ricircoli fanghi, ed i fanghi terziari (che in futuro saranno recapitati ad un ispessitore dedicato) ed il trattamento bottini, e risulta predisposto già per le future

linee di trattamento. Le paratoie motorizzate sono asservite alla misura di portata in condotta verso le linee di trattamento (in questo primo lotto una linea esistente e quella nuova).

E' presente una ulteriore lama di sfioro laterale, per lo scolmo delle portate eccedenti la quota di 3Qm. Lo sfioro ha una lunghezza di 2.5 m, per una quota da sfiorare pari a 18.000 mc/g in condizioni di punta, pari a 210 l/s circa. In tali condizioni, con medesimo procedimento già illustrato in precedenza, il battente idrico sulla soglia è pari a circa 14 cm.

Si prevede comunque la soglia di sfioro regolabile in altezza per le necessarie tarature.

Dal manufatto partitore il refluo pretrattato giunge ai bacini biologici. Vista la nuova linea simmetrica per volumi a quella esistente, al momento la partizione della portata viene prevista al 50% sulle due linee.

#### 6.4.2 Trattamento biologico

Il trattamento biologico proposto è del tipo a fanghi attivi con comparto Denitro-Nitro in vasca unica (aerazione intermittente) e rimozione del fosforo per via chimica.

Tale comparto risulta pertanto dotato sia di diffusori che di mixer.

Le calate dei diffusori aria sono tutte indipendenti, zona per zona, ed escludibili con valvola di intercettazione manuale. Pertanto il sistema di diffusione di aria risulta flessibile.

Le soffianti esistenti vengono mantenute per la linea esistente, mentre invece per la nuova linea vengono previste nuove soffianti. Le 2 linee di reattori (esistenti e nuova) hanno battenti idrici diversi. In base a colloqui con i fornitori, risulterebbe possibile collegare i due gruppi di soffianti, ma risulterebbe antieconomico (necessità di sostituire il motore mantenendo il compressore a lobi), ma sarebbe una operazione che si avvicina come costo alla sostituzione delle soffianti esistenti. Al momento quindi si mantiene l'impostazione di avere gruppi soffianti indipendenti per le due linee. Ulteriori soffianti potranno venire aggiunte per le nuove linee in costruzione.

L'adozione dei cicli intermittenti di aerazione permette di evitare il ricircolo interno del mix aerato.

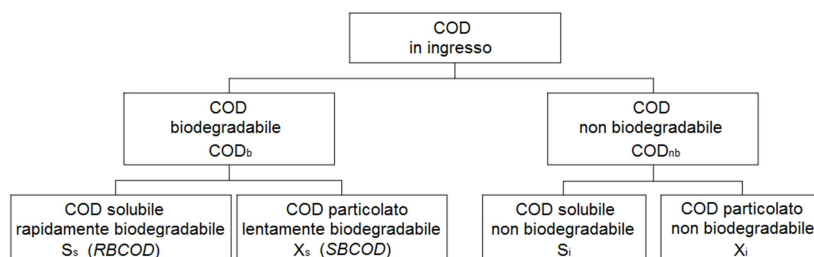
Le procedure di calcolo adottate tipicamente nella progettazione del comparto di trattamento biologico degli impianti di depurazione delle acque reflue fanno riferimento a criteri semi-empirici che assumono a base della progettazione il parametro  $BOD_5$ , ritenuto indicativo del livello di biodegradabilità dei substrati carboniosi avviati a trattamento.

Tuttavia, benché ancora oggi applicato negli approcci di dimensionamento convenzionali, il  $BOD_5$  presenta numerose limitazioni come parametro di caratterizzazione del refluo influente per motivi legati ai tempi di esecuzione del test (da 5 a 20 giorni) e alla scarsa rappresentatività delle reali dinamiche del processo depurativo, poiché il tempo di residenza idraulico di un impianto di depurazione per reflui civili è nettamente inferiore a 5 giorni.

Per queste ragioni, a partire dalla metà degli anni '80 l'*International Water Association* (IWA) ha proposto e sviluppato delle metodologie di calcolo alternative secondo cui il carico organico influente viene espresso in termini di COD, a sua volta ripartito in frazioni differenti che vengono classificate in base al rispettivo grado di biodegradabilità. Come mostrato schematicamente nella



figura seguente, il COD può essere innanzitutto suddiviso in due aliquote: COD biodegradabile e COD non biodegradabile.



#### Suddivisione schematica del COD nelle sue forme a diverso grado di biodegradabilità

Il COD biodegradabile, riconducibile al BOD misurato dopo un tempo infinito, si scompone a sua volta in:

- COD rapidamente biodegradabile (*Readily Biodegradable COD*, RBCOD), che rappresenta la sostanza organica biodegradabile solubile o assimilabile a solubile (frazioni colloidali leggere), costituita da molecole di piccole dimensioni che possono essere facilmente metabolizzate dai batteri (acidi grassi volatili, alcoli, peptoni e amminoacidi). Tale frazione viene solitamente rimossa dalla biomassa acclimatata nell'arco di qualche ora o frazione di ora (o comunque inferiore al tempo di residenza idraulica dell'impianto) e riveste un ruolo cruciale nel dimensionamento dei processi di denitrificazione biologica, in quanto donatore preferenziale di elettroni nella riduzione dell'azoto nitrico  $N-NO_3$  ad azoto gassoso  $N_2$ ;
- COD lentamente biodegradabile (*Slowly Biodegradable COD*, SBCOD), costituito da tutti i composti organici biodegradabili complessi per i quali è richiesta una fase idrolitica preliminare (con trasformazione in RBCOD) prima di essere utilizzati come substrati dai microrganismi. Fisicamente si tratta di sostanza organica in forma colloidale e particolata, la cui degradazione avviene ad una velocità dipendente dalla velocità di conversione idrolitica, con variazioni significative tra condizioni anossiche e condizioni aerate.

Il contenuto di COD biodegradabile, nelle sue frazioni RBCOD e SBCOD, riveste un ruolo determinante nel dimensionamento del comparto di denitrificazione, dal momento che il tasso di riduzione di nitrato ad azoto gassoso biatomico è fortemente influenzato dalla natura del substrato organico che funge da donatore di elettroni: la velocità di denitrificazione risulta significativamente maggiore in presenza di RBCOD rispetto al caso in cui sia disponibile esclusivamente SBCOD, per poi ridursi drasticamente in presenza di solo substrato di origine endogena.

Il COD non biodegradabile rappresenta invece l'aliquota inerte della sostanza organica presente in un reflu e viene a sua volta classificato in base al proprio stato fisico in:

- COD solubile inerte, che rappresenta la quota di sostanza organica solubile refrattaria al trattamento biologico o, perlomeno, tale da non essere rimossa biologicamente nel tempo di permanenza idraulica del liquame nell'impianto, costituita dalle molecole non biodegradabili di dimensioni inferiori a quelle colloidali. Non essendo eliminabile né per via biologica né con gli usuali trattamenti chimico-fisici di sedimentazione e/o filtrazione necessita, qualora sia necessario rimuoverla, di trattamenti terziari specifici di tipo chimico-fisico (processi di ossidazione avanzata);

- COD particolato inerte, che rappresenta la frazione di sostanza organica che non può essere rimossa biologicamente, ma che è particolata o assimilabile a particolata. In gran parte viene rimossa per intrappolamento all'interno dei fiocchi di fango attivo (o del biofilm nel caso di processi a biomassa adesa), con successiva eliminazione con il fango di supero.

In mancanza di dati certi in merito a RBCOD misurato (non sono disponibili serie storiche affidabili e nemmeno misure puntuali), si è optato nel caso in esame per un predimensionamento di impianto sulla base degli usuali metodi basati sul BOD, con verifica dei volumi adottati sulla base di modelli di simulazione dinamica. I dimensionamenti in moto stazionario sono già stati presentati nell'ambito del par. 6.3 considerando una aerazione intermittente.

Per la generazione dell'aria sono previste n. 1+1R soffianti per la nuova linea in progetto.

I fabbisogni di aria vengono calcolati considerando i seguenti parametri:

- Temp. Aria media in inverno: 10°C;
- Temp. Aria media in estate: 30°C;
- Temp reflui in inverno: 12°C
- Temp reflui in estate: 20°C
- Peak factor per il calcolo dei fabbisogni di aerazione coerenti con quanto indicato nel Manuale EPA Nitrogen Removal;
- Sovradimensionamento per i cicli di aerazione intermittenti;
- Efficienza media dei sistemi di diffusione aria alla profondità di circa 5.3 m >33% alla portata massima.

Di seguito si riportano i risultati di calcolo e delle verifiche di processo in condizioni stazionarie e dinamiche, ovvero il riassunto dei risultati di calcolo e delle condizioni operative dell'impianto, per quanto concerne il trattamento secondario nella parte della sola nuova linea in progetto (v. anche par. 6.5 sulle simulazioni dinamiche).

#### NUOVA LINEA IN PROGETTO

Parametro	u.m.	Valore
		Scenario invernale critico
Condizioni operative		
Portata media di progetto (1/2Qm per linea)	m³/d	4500
Portata media di progetto	m³/h	187.5
Temperatura di progetto	°C	12 invernale
Concentrazione di ossigeno disciolto nel comparto biologico nelle fasi aerate	gO₂/m³	2.0
Concentrazione di SST nelle vasche di ossidazione	kgSST/m³	3 - 4.5
Frazione volatile ipotizzata	gSSV/gSST	0,78
Rapporto di ricircolo dei fanghi dalle vasche di sedimentazione – valore di progetto minimo	-	0.8. Portata complessiva ricircolo fanghi, con la linea esistente, fino a max 900 mc/h, per tenere conto del funzionamento a 3Qm dei sedimentatori secondari esistenti con il massimo flusso solido di progetto

Portata di ricircolo dei fanghi dalle vasche di sedimentazione secondaria – valori di progetto complessivo con linea esistente	m <sup>3</sup> /h	300-900, con pompe dotate di inverter asservite a mis. portata
Concentrazione di SST nei fanghi di ricircolo	kgSST/m <sup>3</sup>	6 - 9
Risultati delle verifiche di dimensionamento		
Età del fango (SRT)	d	>13
Volume complessivo del comparto biologico (solo nuova linea)	m <sup>3</sup>	3.050
Volume del comparto di Denitrificazione	m <sup>3</sup>	Aerazione spenta per circa il 30% del tempo
Volume del comparto di Nitrificazione (ossidazione)	m <sup>3</sup>	Aerazione accesa per circa il 70% del tempo
Produzione media di fanghi di supero (valore peggiore riscontrato tra simulazioni stazionarie e dinamiche) – valore complessivo di impianto delle 2 linee	kgSST/d	~ 1700 (fango secondario) ~ 300 (fango defosfatazione) ~ 300 (fango terziario)
Portata volumetrica di fanghi di supero nelle varie simulazioni eseguite e nelle varie configurazioni	m <sup>3</sup> /d	~ 220-300, valutati su 8h/g e 5gg/sett, pari a 40 mc/h per la portata di progetto delle pompe di supero, visto che il fango terziario è pompato direttamente verso la stabilizzazione
Concentrazione di SST nei fanghi di supero	kgSST/m <sup>3</sup>	6 - 9
Ricircolo interno del mixed liquor e rapporto sulla Qmedia	m <sup>3</sup> /d	Non presente – aerazione intermittente
Mixer in vasca		Presenti – aerazione intermittente
Caratteristiche attese dell'effluente depurato allo scarico		
Sostanza organica come COD	mgCOD/L	<95,0
Sostanza organica come BOD <sub>5</sub>	mgBOD <sub>5</sub> /L	<19,0
Azoto ammoniacale (N-NH <sub>4</sub> )	mgN/L	1,2
Azoto nitrico (N-NO <sub>3</sub> )	mgN/L	4,2
Azoto totale (TN)	mgN/L	<12,0
Solidi sospesi totali (SST)	mgSST/L	<25,0
Fosforo totale (TP) (rimoz. per via chimica)	mgP/L	<1,5
Dimensionamento del sistema di aerazione		
Capacità di ossigenazione richiesta in condizioni standard (SOTR) – condizioni min-max – sola linea di progetto	kgO <sub>2</sub> /h	130-360
Efficienza di trasferimento dell'ossigeno in condizioni standard (SOTE) garantito dal sistema di diffusione dell'aria (ipotesi)	-	>33,0%
Portata d'aria massima richiesta per la linea in progetto	m <sup>3</sup> /h	1300-3800
Numero di soffianti previste	-	1+1R
Portata d'aria massima fornita dalla singola soffiante	Nm <sup>3</sup> /h	3800
Pressione differenziale	mbar	650

Come detto, i comparti biologici devono venire dotati sia di diffusori che di mixer, e di centralina per il controllo dei parametri relativi all'aerazione intermittente (set. minimo ossigeno disciolto, temperatura reflu, solidi sospesi, ammoniaca, nitrati e/o integrazioni in base alla specifica centralina adottata quali ad esempio potenziale redox, pH o altro).



### 6.4.3 Defosfatazione

È previsto il dosaggio di flocculante tipo Policloruro di Alluminio (PAC)  $Al_2SO_3$ , ipotizzato al 18%, ovvero 131.5 gAl / litro, per contenere il fosforo entro i limiti di autorizzazione allo scarico.

Il sistema di dosaggio e di stoccaggio sarà collocato nei pressi dell'edificio soffianti, e doserà il flocculante nel pozzetto di ripartizione a monte dei reattori biologici.

Il dosaggio di reagente viene calcolato come di seguito riportato.

DOSAGGIO POLICLORURO DI ALLUMINIO PER DEFOSFATAZIONE			
Qmed	9 000.00	mc/g	NOTE
Pin	13.158	mg/l	
Pout	1	mg/l	
Pprecip	109.42	kg/g	
TRASCURO P RIMOSSO IN FASE BIOLOGICA			
fattore sicurezza	1.5		Bonomo pag. 288 indica 1.5-2.2
peso atomico Al	27		
peso Atomico O	16		
peso totale molecola $Al_2O_3$	102		
peso atomico P	31		
da reazione di precipitazione serve una mole di solfato di Al per due moli di fosfato da rimuovere			
Quindi servono	0.87	gAl/gP rimosso	
Quindi servono	142.95	kgAl/g	
concentrazione soluzione commerciale di $Al_2O_3$	18	%	kgAl $_2O_3$ /kg di soluzione
densità	1.38	kg/L	
concentrazione Al	9.53	%	kgAl/kg di soluzione
concentrazione Al	0.132	kgAl/L di soluzione	
Quindi servono	1087.05	L/g di soluzione in condizioni gravose	
Stoccaggio per	14	giorni	
Volume	15.22	mc	
Portata max della pompa dosatrice per 3 Qmedia	135.88	L/h	
numero pompe	1	-	
ciascuna	2.26	L/min	portata minima dimensionamento pompa dosatrice

Su richiesta della Stazione Appaltante, per ridurre il numero dei periodici approvvigionamenti di PAC, si prevede una coppia di serbatoi in PE da 20 m<sup>3</sup> ciascuno, collegati tra loro per ottenere un volume di stoccaggio complessivo pari a 40 m<sup>3</sup>. I serbatoi saranno alloggiati in una vasca in c.a., coperti da una tettoia per ridurre l'innalzamento delle temperature che si avrebbe a causa dell'irraggiamento solare e per proteggere il sistema dagli eventi meteorici. Sono previste pompe dosatrici di capacità minima 3 l/min, alloggiate in un pannello di dosaggio situato appena all'esterno della vasca dei serbatoi.

#### 6.4.4 Sedimentazione Secondaria

Le verifiche di dimensionamento del comparto di sedimentazione nello scenario progettuale sono finalizzate ad accertare che i valori dei principali parametri operativi (flusso solido  $FS$ , carico idraulico superficiale  $C_i$ , tempo di ritenzione idraulica  $HRT$ , carico allo sfioro  $CS$ ) risultino compresi all'interno dei *range* utilizzati come riferimento nella pratica progettuale per applicazioni analoghe, suggeriti dai più importanti manuali tecnici nazionali ed internazionali di settore (Metcalf & Eddy, 2014; Riva e Guadagni, 2011; Bonomo, 2008; Masotti, 1987).

In aggiunta a ciò, viene verificata, applicando la procedura descritta dalle linee guida tedesche ATV (DWA, 2000), la profondità minima della vasca che consente un adeguato ispessimento del fango sul fondo e un'efficace chiarificazione dell'effluente, facendo riferimento cautelativamente alle condizioni operative più gravose in termini di portata in ingresso ( $Q_p$ ) e indice di volume del fango SVI.

Il carico idraulico (o velocità ascensionale) applicato alla superficie utile di sedimentazione  $A_{sed}$  viene calcolato con riferimento alla sola aliquota di liquame in ingresso  $Q$  (flusso di ricircolo escluso) secondo l'equazione

$$C_i = \frac{Q}{A_{sed}}$$

Il flusso solido  $FS$  corrisponde al carico di SST applicato per unità di superficie utile del sedimentatore, secondo la relazione

$$FS = \frac{M(SST)}{A_{sed}} = \frac{Q_{in, sed} \cdot x_b}{A_{sed}} = \frac{(Q + Q_{ric}) \cdot x_b}{A_{sed}}$$

in cui:

- $M(SST)$  (kgSST/h) rappresenta la portata massica di SST in ingresso alla vasca di sedimentazione;

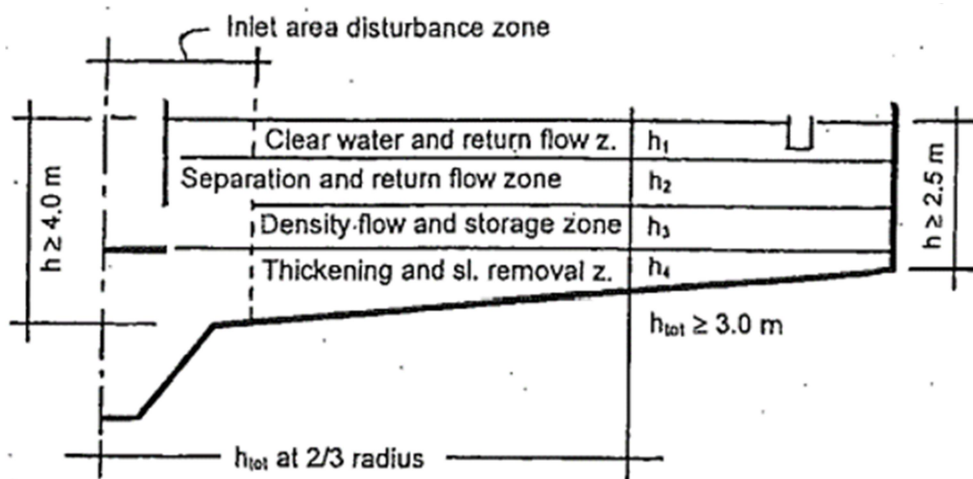
- $x_b$  (kgSST/m<sup>3</sup>) rappresenta la concentrazione di solidi sospesi nel reattore biologico;
- $Q_{in, sed}$  (m<sup>3</sup>/h) rappresenta la portata di fango in ingresso al sedimentatore, somma della portata di liquame  $Q$  e di quella di ricircolo dei fanghi  $Q_{ric}$ .

Per quanto riguarda il carico idraulico applicato si possono considerare accettabili valori inferiori a 8-16 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/g con riferimento alla portata media e a 24-32 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/g con riferimento alla portata massima in tempo pioggia.

Per quanto concerne il flusso solido  $FS$  occorre verificare il rispetto del cosiddetto flusso solido limite ( $FS_L$ ), che, per il tipo di impianto in esame, può essere assunto cautelativamente pari a 5 kgSST/m<sup>2</sup>/h con riferimento alla portata media e a 7 kgSST/m<sup>2</sup>/h con riferimento alla portata massima.

Il valore minimo di riferimento per il tempo di ritenzione idraulico  $HRT$  (valutato considerando la sola portata di liquame, non considerando il flusso ricircolo) può infine essere assunto pari a 2.5-3 ore, mentre il carico allo sfioro  $C_s$  (rapporto tra portata di liquame trattata e lunghezza complessiva del profilo perimetrale di sfioro) deve risultare inferiore a 250 m<sup>3</sup>/m/d in corrispondenza della portata media di progetto.

Infine, la profondità della vasca viene determinata come somma di quattro zone funzionali, la cui altezza viene calcolata in funzione delle specifiche condizioni operative previste (fig. seguente) verificando a contempo che, per vasche circolari, le profondità minime a centro vasca, a 2/3 del raggio e allo sfioro risultino superiori rispettivamente a  $\geq 4.0$ ,  $\geq 3.0$  e  $\geq 2.5$  m.



**Distribuzione delle zone funzionali all'interno di un sedimentatore secondario a pianta circolare (adattato da DWA, 2000)**

Il presente progetto prevede il riutilizzo dei sedimentatori esistenti, un terziario di diametro pari a 27.4 m, da porre in parallelo rispetto al sedimentatore secondario esistente di 27.4 m di diametro.

I parametri complessivi di dimensionamento ed operatività sono i seguenti, sulla base di una suddivisione del flusso 50% sul sedimentatore secondario esistente e 50% sul terziario convertito in secondario, realizzata mediante pozzetto di ripartizione con paratoie Bazin.

La verifica viene eseguita con le seguenti condizioni.

condizione di calcolo	mc/g
Qmedia	9 000
Qmassima BIOL	27 000
	mc/h
Qmedia	375
Qmassima BIOL	1 125
	l/s
Qmedia	104.2
Qmassima BIOL	312.5

SED. SECONDARIO	Condiz. calcolo	U.M.	NOTE
Superficie cad. (mq)	589.0		
Volume (mc)	1473.0		
n. sedim	2		
lunghezza sfiori (m) TOT	172.02		
HRT med totale (h)	7.9		>3.0 h meglio
HRT min totale (h)	2.6		>3.0 h meglio
overflow rate med (m3/m2 g) totale	7.6		tra 8 e 16 m3/m2 g
overflow rate max (m3/m2 g) totale	22.9		tra 24 e 32 m3/m2 g
weir loading med (m3/m g) totale	52.3		125-250 m3/m g
weir loading max (m3/m g) totale	157.0		125-250 m3/m g
CONTROLLO FLUSSO SOLIDO SU PORTATA DI PICCO			
Recirculation Ratio Qr/Q=	1.00		
design average Flow Q=	9 000	m3/d	
peak factor =	3.00		
design peak Flow Q=	27 000	m3/d	
Q sludge recirculation peak Qr=	9 000	m3/d	
MLSS assumed=	4 500.00	mg/l	
Inlet incoming solids =	162 000.00	kg/d	
Inlet incoming solids =	6 750.00	kg/h	
Total Area of Clarifier=	1 178.00	m2	
Solid flux	5.73	Kg SST / m2 h	normalmente < 7 kg/m2 h per imp. Fanghi attivi (v. pag. 162 tab. 6.6 bonomo) per Qpeak
CONTROLLO FLUSSO SOLIDO SU PORTATA MEDIA			
Recirculation Ratio Qr/Q=	1.00		
design average Flow Q=	9 000	m3/d	

peak factor (1 PER QMEDIA)=	1.00		
design peak Flow Q=	9 000	m3/d	
Q sludge recirculation peak Qr=	9 000	m3/d	
MLSS assumed=	4 500.00	mg/l	
Inlet incoming solids =	81 000.00	kg/d	
Inlet incoming solids =	3 375.00	kg/h	
Area of Clarifier=	1 178.00	m2	
Solid flux	2.87	Kg SST / m2 h	normalmente tra 1 e 5 kg/m2 h per imp. Fanghi attivi (v. pag. 162 tab. 6.6 bonomo) per Qaverage

Considerando un funzionamento prolungato a 27.000 mc/g (3qm), con acque parassite e periodo di pioggia prolungato, si avrebbe un sovraccarico dei sedimentatori, con le seguenti condizioni operative:

CONTROLLO FLUSSO SOLIDO SU PORTATA DI PICCO	
Recirculation Ratio Qr/Q=	0.80
design average Flow Q=	27 000
peak factor =	1.00
design peak Flow Q=	27 000
Q sludge recirculation peak Qr=	21 600
MLSS assumed=	4 500.00
Inlet incoming solids =	218 700.00
Inlet incoming solids =	9 112.50
Total Area of Clarifier=	1 178.00
Solid flux	7.74

Per quanto la situazione sia remota (ad oggi un valore così elevato di portata non si è mai registrato in impianto), si ritiene di dover adottare almeno una cautela, considerando anche che il tempo di residenza idraulico risulta inferiore a 3 ore per la condizione con portata di punta.

Pertanto si è optato per potenziare, come già riportato nella tabella di riassunto dei dati del reattore biologico, il circuito di ricircolo dei fanghi secondari, fino a 900 mc/h, per evitare la possibile risalita di fango in queste condizioni. Le pompe sono dotate di inverter asservito a misuratore di portata per la regolazione delle portate di ricircolo. In tale evenienza sono comunque da monitorare i restanti parametri di impianto (ammoniaca in vasca, solidi sospesi, pH ecc.).

Tutti i restanti parametri di funzionamento risultano nella norma. Occorre, sui sedimentatori, prestare attenzione alla poca profondità media degli stessi. In effetti il funzionamento potrebbe essere poco stabile nei cambi di temperatura o stagionali, oppure essere maggiormente sensibile alla variazione di portata giornaliera. In tal caso va controllata e regolata con maggiore frequenza la portata in ingresso e quella di ricircolo, per evitare fuoriuscita di fiocchi di fango. L'adozione delle pompe di ricircolo potenziate e con inverter sicuramente facilita le operazioni di gestione in questo ambito (occorre regolare e tarare il ricircolo fanghi in base all'andamento delle portate in ingresso durante la giornata, per evitare la risalita di fango nella zona chiarificata).

Nei pressi dei sedimentatori viene realizzato il nuovo pozzetto di pompaggio del fango di ricircolo e di supero.

In particolare il fango in arrivo dai sedimentatori viene convogliato a tale sollevamento, nell'ottica di centralizzare il pompaggio ed adeguarlo alle nuove prevalenze necessarie. Ciascun sedimentatore recapiterà i fanghi ad una distinta sezione del pozzetto di pompaggio.

In ognuna delle due sezioni in cui è diviso il pozzetto di pompaggio, si prevedono n. 1+1R pompe per il fango di ricircolo da 450 mc/h ciascuna, dotate di inverter per la regolazione delle portate. La prevalenza, valutata con gli stessi metodi descritti in precedenza per la stazione di sollevamento iniziale, è pari a circa 16 m, sulla condotta DN300 (una per linea), con velocità del flusso pari a 0.5-1.8 m/s a seconda delle condizioni, considerando una prevalenza geodetica pari a circa 10 m inclusiva di un possibile avviamento a livello minimo non vincolato dal livello delle vasche di sedimentazione.

Si prevedono inoltre, per ciascuna delle due sezioni in cui è diviso il pozzetto di pompaggio, n. 1+1R pompe di supero da 40 mc/h ciascuna, dimensionate come già descritto in precedenza (v. tab. reattori biologici).

Considerando le perdite di carico dovute alla presenza del tritatore esistente, ed all'addensatore fanghi a monte della stabilizzazione, valutabili in 20 m circa, la prevalenza complessiva, valutata con gli stessi metodi descritti in precedenza per la stazione di sollevamento iniziale, è pari a circa 34 m, sulla condotta DN200, con velocità del flusso > 0.5 m/s, considerando una prevalenza geodetica pari a circa 10 m inclusiva di un possibile avviamento a livello minimo non vincolato dal livello delle vasche di sedimentazione.

Il volume delle due sezioni di aspirazione è dimensionato con gli stessi metodi descritti in precedenza, e le dimensioni e le quote minime e massime di attacco e stacco sono visibili nelle tavole grafiche.

#### 6.4.5 Filtrazione terziaria

Sono stati adottati filtri a disco sommersi a filtrazione tangenziale verso l'interno cavo del filtro.

La filtrazione avviene per gravità con macchina ferma sfruttando la differenza di livello tra ingresso e uscita.

Durante la fase di filtrazione i residui solidi vengono ritenuti dalla tela. Il livello minimo dell'acqua nella vasca di contenimento del filtro è controllato da uno stramazzo posto sul lato di scarico dell'acqua pulita. Con l'aumentare del deposito dei residui solidi sulla tela, aumenta la resistenza idraulica al passaggio e di conseguenza la differenza tra i livelli dell'acqua non trattata e di quella chiarificata. Quando si raggiunge una differenza di livello di circa 25 cm viene automaticamente attivato il processo di pulizia della tela. Per l'operazione di pulizia della tela, regolata dalla differenza di livello e necessaria a ripristinarne le capacità drenanti, i dischi filtranti vengono fatti ruotare lentamente. I residui solidi vengono rimossi in controlavaggio insieme all'acqua aspirata dai dispositivi di suzione che aderiscono ai lati di ogni singolo disco, e collegati ad una pompa.

Nel filtro sono installati un motoriduttore da 0,55 kW e n° 4 pompe ciascuna da 2,2 kW, (di cui 3 pompe di aspirazione per lavaggio delle tele ed 1 per l'estrazione dei fanghi e lo svuotamento della vasca di servizio), mentre la contemporaneità del funzionamento è limitata al motoriduttore e ad

una pompa solo durante la fase di controlavaggio. Il controlavaggio viene quindi avviato automaticamente.

Il dimensionamento della sezione di filtrazione terziaria viene eseguito innanzitutto sulla base delle velocità di filtrazione, contenendole entro 5 m/h sulla portata media ed entro 6-7 m/h sulla portata di punta.

Final microscreening		
Type of final microscreening	mechanical and self-cleaning filter units	
Selected number of mechanical filter units	3.00	—
Filter opening	tele a fibra libera (fibre di lunghezza di 13 – 15 mm, diametro di 13 – 27 $\mu$ , fissate ad un tessuto a trama larga quale supporto	$\mu$ m
Selected surface area of each filter (AREA LORDA)	60.00	m <sup>2</sup>
Selected total surface area of filters	180.00	m <sup>2</sup>
Average flow from the final sedimentation tanks	9000.00	m <sup>3</sup> /d
Average Flow from the final sedimentation tanks	375.00	m <sup>3</sup> /h
Filtration speed on average flow	2.08	m/h
Maximum flow from the final sedimentation tanks	27000.00	m <sup>3</sup> /d
Maximum Flow from the final sedimentation tanks	1125.00	m <sup>3</sup> /h
Filtration speed on maximum flow	6.25	m/h
Filter Diameter	2100.00	mm

Dal punto di vista dei carichi di solidi sospesi sulla superficie di filtrazione, il range ottimale per questo tipo di filtri è inferiore a 0.2 kgTSS/mq h per la qmedia, ed inferiore a 0.3 kgTSS/mq h per la portata massima.

SST ingresso dalla sedimentazione massimi	35.00	mg/l	
Carico di progetto SST ingresso su Qmed	13.13	kgSST/h	
Carico di progetto SST ingresso su Qmax	39.38	kgSST/h	
SST in uscita dalla sezione di filtrazione di progetto	10.00	mg/l	
Carico di SST effettivo sulla Qmed	0.073	kgSST/mq h	<0.2 kgSST/mq h
Carico di SST effettivo sulla Qmax	0.219	kgSST/mq h	<0.3 kgSST/mq h
Carico SST rimosso alla Qmed	9.38	kgSST/h	
Carico SST rimosso alla Qmax	28.13	kgSST/h	

Al fine di contenere i costi di installazione, sono pertanto adottati n. 3 filtri a disco di diametro 2.10 m e superficie filtrante di 60 mq ciascuno. La riserva non è prevista ma il funzionamento può



avvenire con i 3 filtri in contemporanea, visto che il controlavaggio avviene in continuo, e può avvenire anche con solo 2 filtri ed alla portata massima  $3Q_m$ , con il solo aggravio dei tempi più ravvicinati per l'avvio del controlavaggio, secondo il seguente assetto. Con tale portata i carichi idraulici rimangono contenuti entro i  $10 \text{ m}^3/\text{mq h}$ , che rimane all'interno della capacità operativa alla portata massima di questo tipo di filtri.

In condizioni di esercizio medie ( $Q_m = 375 \text{ m}^3/\text{h}$  e  $\text{TSS} = 35 \text{ mg/l}$ ) con 2 filtri in funzione, per ciascun filtro abbiamo una frequenza del controlavaggio una volta ogni 16 – 17 minuti, che corrisponde a circa 4,38 ore totali giorno.

In condizioni di esercizio a  $Q_{\max} = 2 \cdot Q_m = 750 \text{ m}^3/\text{h}$  e  $\text{TSS} = 35 \text{ mg/l}$ , con 2 filtri in funzione, per ciascun filtro abbiamo una frequenza del controlavaggio una volta ogni 8 – 9 minuti, che corrisponde a circa 8,75 ore totali giorno.

In condizioni di esercizio a  $Q_{\max} = 3 \cdot Q_m = 1125 \text{ m}^3/\text{h}$  e  $\text{TSS} = 35 \text{ mg/l}$ , con 2 filtri in funzione, per ciascun filtro abbiamo una frequenza del controlavaggio una volta ogni 4 – 5 minuti, che corrisponde a circa 17 ore totali giorno.

In condizioni di esercizio a  $Q_{\max} = 3 \cdot Q_m = 1.125 \text{ m}^3/\text{h}$  e  $\text{TSS} = 35 \text{ mg/l}$ , con 3 filtri in funzione, per ciascun filtro abbiamo una frequenza del controlavaggio una volta ogni 8 – 9 minuti, che corrisponde a circa 8,75 ore totali giorno.

Per quanto concerne il consumo acqua di controlavaggio, alle condizioni medie di esercizio, con 2 filtri in funzione, con n. 1 pompa in funzionamento per ciascuna macchina, alla portata media di  $30 \text{ m}^3/\text{h}$ , con 4,38 ore di lavoro giornaliero, sarà pari a circa  $263 \text{ m}^3/\text{d}$ , corrispondente al 2,92% della portata totale media trattata nelle 24 ore.

In condizioni di esercizio con  $Q_{\max} = 2 \cdot Q_m$ , con 2 filtri in funzione, il consumo di acqua di controlavaggio, con n. 1 pompa in funzionamento per ciascuna macchina, alla portata media di  $30 \text{ m}^3/\text{h}$ , con 8,75 ore di lavoro giornaliero, sarà pari a circa  $525 \text{ m}^3/\text{d}$ , corrispondente al 2,92% della portata totale media trattata nelle 24 ore.

In condizioni di esercizio con  $Q_{\max} = 3 \cdot Q_m$ , con 3 filtri in funzione, il consumo di acqua di controlavaggio, con n. 1 pompa in funzionamento per ciascuna macchina, alla portata media di  $30 \text{ m}^3/\text{h}$ , con 8,75 ore di lavoro giornaliero, sarà pari a circa  $787,5 \text{ m}^3/\text{d}$ , corrispondente al 2,92% della portata totale media trattata nelle 24 ore.

#### 6.4.6 Disinfezione

L'inserimento della sezione di filtrazione, introduce perdite di carico sul profilo idraulico attuale. Pertanto si riduce l'altezza utile disponibile in disinfezione, e pertanto il volume ed il tempo di contatto per l'agente disinfettante. Vi è inoltre la necessità di abbassare la soglia di uscita sulla disinfezione, di circa 50 cm (v. elaborati grafici e profilo idraulico).

Al fine di mantenere un adeguato tempo di contatto per l'agente disinfettante, per poter garantire l'azione dell'agente ossidante, occorre ingrandire la sezione di disinfezione attuale.

La sezione di disinfezione attualmente ha una superficie utile di 70 mq circa, con 1.8 m di battente utile attuale.

Con l'abbassamento del profilo idraulico, l'altezza utile diventa pari a circa 1.25 m, per un volume disponibile pari a 87 mc.

La sezione di disinfezione viene verificata come detto sulla base del tempo di contatto, che, in base alle indicazioni di letteratura, deve essere:

- di circa 20-30 minuti se calcolato sulla portata media oraria;
- di 6-10 minuti sulla portata massima di pioggia.

DISINFEZIONE		
PARAMETRO	U.d.m.	Condizione di Calcolo
Portata media oraria $Q_{24}$	m <sup>3</sup> /h	375.00
Portata massima di pioggia $Q_{PIOGGIA}$	m <sup>3</sup> /h	1125.00
Numero di linee	n.	1
Larghezza vasca	m	-
Lunghezza vasca	m	-
Area vasca	m <sup>2</sup>	168
Profondità utile	m	1.25
Volume utile	m <sup>3</sup>	210
Tempo di contatto su $Q_{24}$	min	34
Tempo di contatto su $Q_{PIOGGIA}$	min	11

Nel caso in esame sono necessari circa 210 mc in totale.

Si prevede quindi l'ampliamento della sezione di disinfezione, di circa 98 mq (v. disegni di dettaglio).

Si prevede di adeguare l'esistente impianto di dosaggio di acido peracetico.

Considerando le portate di progetto e di punta, una soluzione di PAA commerciale al 14%, ed un dosaggio medio assunto pari a 10 mg/l, la capacità delle pompe dosatrici, nel complesso, deve essere pari almeno a 81 l/h (consigliato >120-150 l/h), e risulta necessario un volume di stoccaggio pari a circa 10 mc per una autonomia di progetto alla portata media di circa 15 gg, desunti secondo il seguente calcolo.

Dimensionamento dosaggio e stoccaggio		
titolo soluzione commerciale di PAA	14	%
dosaggio medio assunto	10	mg/l
pari a	71.43	ml/mc PAA sol.commerciale
Q PAA per la Q m	26.79	l/h
Q PAA per la Q p	80.36	l/h
max Q pompa adottato	120.54	l/h

Autonomia serbatoio stoccaggio	15	gg
dosaggio medio giornaliero	642.86	l/gg
V stoccaggio	9.64	mc

Tuttavia, su richiesta della Stazione Appaltante, si prevede l'installazione di un serbatoio di stoccaggio del PAA da 5 mc, sulla base delle statistiche di consumo del reagente, al fine di diminuire il tempo di stoccaggio, che favorisce la diminuzione del titolo della soluzione.

I manufatti di ingresso ed uscita della vasca vanno adattati alle nuove condizioni idrauliche di esercizio, mediante ampliamento della luce di ingresso e possibilità di maggiore regolazione della luce di uscita (v. tavole grafiche).

Si faccia riferimento a quanto esplicitato nella relazione generale in merito alle quote di scarico finale nel f. Toce ed alle cautele da adottare in caso di piena rilevante del F. Toce.

La vasca di disinfezione non è adeguata per il trattamento delle portate di pioggia sfiorate a monte dei reattori biologici.

#### 6.4.7 Linea fanghi

La linea fanghi è costituita da una serie di comparti destinati a garantire, in fasi successive, la completa stabilizzazione e la riduzione volumetrica mediante l'incremento della concentrazione di solido e il ritorno dei dreni sulla linea acque.

La configurazione adottata prevede sostanzialmente il mantenimento dell'attuale filiera di trattamento, prevedendo in sostanza un adeguamento minimale della linea fanghi.

La necessaria demolizione dell'ispessitore statico per far fronte agli ingombri della nuova sezione pretrattamento, richiede l'installazione, direttamente sopra la vasca di stabilizzazione fanghi, di un ispessitore meccanico, fino ad un tenore di circa 2-3%, per il fango di supero.

Si mantiene inoltre e si ricolloca l'attuale trituratore, sul circuito dei fanghi secondari. Il fango terziario proveniente dai filtri viene avviato direttamente alla stabilizzazione.

La portata idraulica di targa dell'ispessitore è pari a circa 40 mc/h (portata di dimensionamento pompe fangoo di supero) + 3x30 mc/h (massima contemporaneità delle pompe dei fanghi terziari dei filtri) = 130 mc/h.

In seguito, dal bacino di stabilizzazione, (che quindi fungerà anche da polmone per l'utilizzo delle centrifuga) il fango sarà avviato alla disidratazione, ed una nuova centrifuga verrà prevista per l'adeguamento alle portate idrauliche ed al carico di solidi sospesi.

La digestione aerobica è un trattamento del fango che mira principalmente alla sua stabilizzazione cioè alla diminuzione della sua putrescibilità mediante una fermentazione aerobica eterotrofa di

tipo misto; obiettivo secondario è la concentrazione e quindi la riduzione del suo volume mediante separazione dell'acqua dal fango e una certa riduzione della carica batterica.

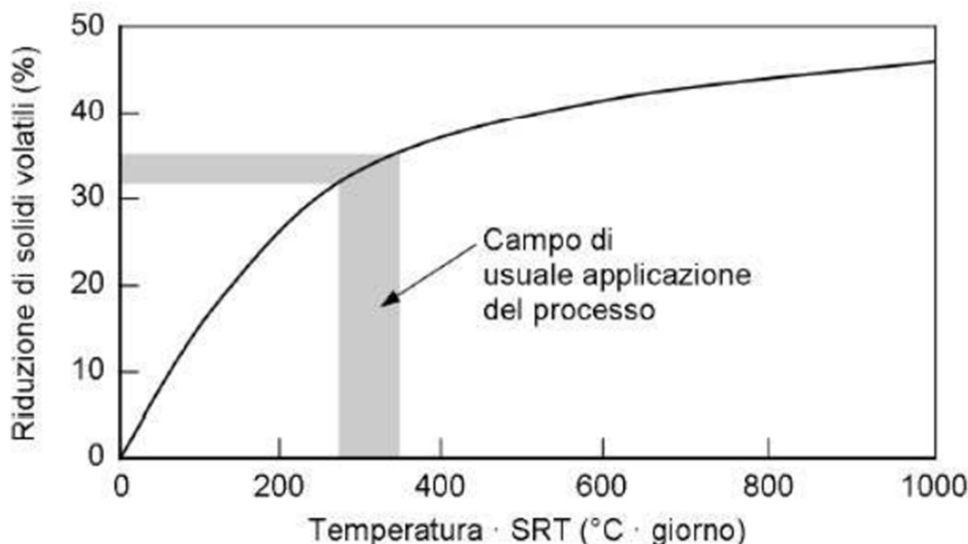
Come detto in precedenza, vengono adottati per l'impianto valori elevati di età del fango, maggiori di 13 giorni in tutte le configurazioni.

In tal modo il fango in uscita dal trattamento biologico risulta già abbastanza stabilizzato, anche se non completamente (un fango normalmente è ritenuto stabilizzato quando presenta un'età superiore a 20-30 giorni).

Il comparto di stabilizzazione attuale di 400 mc di volume utile, per i carichi indagati, appare infatti sottodimensionato come volume e tempo di ritenzione, soprattutto nel periodo invernale. Rimane invece utile come volume di accumulo dei fanghi prima della disidratazione finale (malgrado il consumo energetico per la fornitura di aria).

Risulta utile quindi, come previsto, incrementare il tenore di solidi sospesi e volatili nel bacino di ritenzione, per incrementare i rendimenti di rimozione delle sostanze volatili.

Il criterio più utilizzato per il dimensionamento del comparto di digestione aerobica è quello basato sull'età del fango. Infatti, negli impianti a fanghi attivi l'età del fango è anche indice del suo grado di stabilizzazione ed è noto che per temperature superiori a 10°C un fango è ritenuto stabilizzato quando presenta un'età superiore a 20-30 giorni. In funzione di quanto indicato e calcolato nei paragrafi precedenti si utilizza un'età del fango media (periodo invernale) pari a 13 giorni (SRTBIO). Il valore di SRTTOT è di norma espresso in funzione della temperatura (che accelera il processo) e della percentuale di solidi volatili che si vuole rimuovere. La relazione tra queste tre grandezze è graficamente rappresentata nell'immagine seguente.



Per i valori di abbattimento richiesti in questo caso (almeno attorno al 35%), può assumersi: •  $SRTTOT \times T = 350 \text{ giorno } ^\circ\text{C}$ . Si ottiene pertanto, sulla base dei parametri di funzionamento del reattore biologico, la seguente tabella di verifica, che tiene conto di poter ingrandire i volumi disponibili per la stabilizzazione (ulteriori lotti di ampliamento), ad esempio mediante il riutilizzo dell'attuale sedimentatore primario ed ulteriori vasche da realizzare ex-novo.

STABILIZZAZIONE AEROBICA – ipotesi futura

	um	Valore
Numero di unità	n°	1
Volume utile complessivo	m <sup>3</sup>	1 300 (minimo necessario in futuro)
Concentrazione di fango in vasca	KgSS/m <sup>3</sup>	30.00
Temperatura di esercizio digestore	°C	12
Fango primario TSS	KgTSS/d	0
	KgVSS/d	0
Fango secondario	KgTSS/d	~1700.0
	KgVSS/d	~1000.0
Fango defosfatazione e/o terziario	KgTSS/d	600
	KgVSS/d	300
FANGO TOTALE	KgTSS/d	~ 2300.0
	KgVSS/d	~ 1300.0
Tempo di permanenza in vasca	d	17
Indice di stabilizzazione (età del fango x temperatura)	°C*d	350
Età del fango complessiva	d	29
Età del fango nel biologico min.	d	13
Età del fango nel digestore	d	16
Fango richiesto in stabilizzazione	KgTSS	37.300
Concentrazione minima di fango in vasca	KgTSS/m <sup>3</sup>	28.7
Abbattimento VSS	%	35%
Richiesta di ossigeno SOR indicativo	KgO <sub>2</sub> /d	1.900
Rendimento trasferimento diffusori esistenti ipotizz.	%	25.0%
Portata media di aria necessaria	Nm <sup>3</sup> /h	2.300 (teorica per raggiungimento portata d'aria minima per la miscelazione del refluo e per evitare sedimentazione in vasca, in assenza di mixer)

Si considerano in questa fase adeguate le capacità del sistema di insufflazione d'aria e delle soffianti esistenti per la linea di trattamento esistente. Eventuali adeguamenti sono esclusi dal presente appalto.

In caso di spurgo del surnatante, ovvero mantenimento di concentrazioni in vasca maggiori, saranno possibili età del fango in digestione maggiori, ovvero maggiori efficienze di stabilizzazione (ma con maggiore fabbisogno di aria).

Con l'attuale volume di circa 400 mc ci si attende in inverno una rimozione dei solidi volatili pari a circa il 20-25%.

Si evidenzia che i risultati della presente verifica semplificata, differiscono leggermente dalle efficienze medie di stabilizzazione e dai fabbisogni di aria necessari in base ai modelli di simulazione dinamica, che risultano in particolare inferiori ed intorno al 15%. Tali modelli sono più raffinati e tengono conto dei processi reali e del fatto che l'efficienza di rimozione delle sostanze

volatili risulta più bassa dei valori normali considerati in letteratura a causa della bassa percentuale di volatili in ingresso al digestore. Tale aspetto non viene tenuto in conto nelle analisi precedenti.

#### 6.4.7.1 Disidratazione fanghi

Mediante pompe esterne esistenti, il fango sarà estratto dalle vasche di stabilizzazione aerobica ed inviato al comparto di disidratazione. L'eventuale adeguamento delle pompe di alimentazione della centrifuga è escluso dal presente appalto.

Per quanto riguarda la disidratazione meccanica, allo stato attuale sottodimensionata, si è previsto in questa fase di installare un nuovo macchinario che sostituirà quello esistente. Il nuovo macchinario viene dimensionato per trattare tutto il fango, per una durata di lavoro pari a 8 ore al giorno per 7 giorni alla settimana.

Il comparto di disidratazione con relative centrifughe e unità di preparazione del polielettrolita con relativo dosaggio, andrà posizionato nell'edificio esistente dotato di tettoia.

Non ci sono disponibilità economiche per prevedere l'acquisto di una pressa a vite, dai consumi energetici inferiori e vita utile più elevata rispetto alla centrifuga, ma più costosa come acquisto iniziale.

Considerando i turni di lavoro suddetti, la produzione giornaliera di fango fresco pari a circa 2300 kgTSS/g, e non considerando prudenzialmente la riduzione della sostanza volatile ai fini del dimensionamento della centrifuga, si hanno i seguenti dati di targa per la nuova centrifuga, ottenuti come semplice bilancio di massa:

- Fango uscita al 3% dalla stabilizzazione: 77 mc/g;
- Portata idraulica della centrifuga: 14 mc/h per 8h/g e 5g/settimana
- Portata oraria massima in SS: 400 kgTSS/h

La separazione dei solidi dai liquidi avviene all'interno di un tamburo rotante dalla forma troncoconica/cilindrica, sulla cui periferia la fase solida (più pesante) si sedimenta e viene espulsa in continuo dalla coclea interna.

Il fango viene alimentato all'interno di un reattore di flocculazione, collocato a monte di ogni macchinario, dove viene miscelato con il polielettrolita addizionato per favorire la formazione ottimale dei fiocchi di fango ed il relativo addensamento. Una stazione di preparazione del polielettrolita verrà installata a servizio di ogni centrifuga.

La capacità attuale della centrifuga esistente è pari a circa 5-6 mc/h in base alle informazioni reperite, pertanto non è possibile prevederne il riutilizzo. L'attuale edificio coperto che ospita la centrifuga non risulta ampliabile. Si prevede quindi, come detto, la sostituzione della macchina attuale.

Il fango disidratato è previsto raggiungere una concentrazione del 22% circa, ovvero una portata di fango disidratato pari a 9-10 mc/g circa (ipotizzando costanti i carichi in ingresso).



#### 6.4.8 Trattamento bottini

In merito al trattamento bottini si forniscono le seguenti informazioni aggiuntive. L'adeguamento dell'impianto con una linea simmetrica a quella esistente, al momento viene eseguito per un adeguamento alle portate idrauliche in ingresso, e per l'aumento dei carichi giornalieri trattati in condizioni teoriche di calcolo, per concentrazioni che tengono conto delle medie misurate inclusive della deviazione standard riscontrata. Con questi carichi l'operatività del depuratore è ottimale.

Allo stato attuale non vengono aggiunti altri centri abitati al collettamento al depuratore. Se si considerano le concentrazioni medie di inquinante, è possibile calcolare la capacità residua media dell'impianto attuale, rispetto alla condizione di calcolo, ovvero operando come differenza tra le citate colonne 2 ed 1 della tabella di riferimenti dei carichi e delle portate.

CONDIZIONE DI SIMULAZIONE	1 - Gravellona Attuale Estate e inverno <b>su 2 linee</b> (1 esist e 1 in prog) con concentrazioni di calcolo a 9.000 mc/g (acque parassite)	2 -Gravellona Attuale Estate e inverno <b>su 2 linee</b> (1 esist e 1 in prog) con concentrazioni refluo attuali incl. Dev. Standard, a 9.000 mc/g (acque parassite)	Differenza tra condizione di progetto e condizione attuale media	
carico giornaliero civile BOD5	1236	2250	1014	kg/gg
carico giornaliero civile COD	2678	4875	2197	kg/gg
carico giornaliero civile TKN	247	300	53	kg/gg
carico giornaliero civile NH4+	165	225	60	kg/gg
carico giornaliero civile P	41	75	34	kg/gg
carico giornaliero civile TSS	1442	2625	1183	kg/gg

Il carico residuo medio trattato con i bottini deve rientrare nei limiti di cui all'ultima colonna della tabella qui sopra riportata (necessità di campionamento del refluo all'accettazione dei bottini, utile il controllo anche del pH e dei cloruri).

Il refluo sarà quindi lentamente avviato ai reattori biologici, dosandolo in linea a valle del manufatto di bypass delle portate di pioggia eccedenti la quota di 3 volte la portata media nera.

Non è previsto in questa fase un trattamento chimico fisico per la correzione dei parametri del refluo bottini per reflui industriali o da strutture ospedaliere (pH, metalli ecc.).

La vasca di equalizzazione esistente ha un volume di 700 mc, e sarebbe sufficiente a garantire un adeguato compenso per il trattamento dei bottini ed il loro avviamento a trattamento secondario.

In futuro, in caso di necessità, si potrà utilizzare la vasca di equalizzazione, coprendola opportunamente per evitare lo sviluppo di odori, ed installando delle pompe per il rilancio ai reattori. Al momento queste opere non sono previste nell'appalto.

Sulla base delle concentrazioni medie dei bottini desunte da letteratura, il quantitativo massimo di bottini giornalieri compatibile con l'impianto, ammonta mediamente a circa 100 mc/g (parametro critico forme azotate), eventualmente incrementabile fino a 400 mc/g, sempre nel rispetto della capacità del depuratore secondo il seguente prospetto, da monitorare anche in base all'andamento dei parametri operativi del processo (temperatura refluo, solidi sospesi in vasca, pH, forme azotate).

Parametro	UM	Conc. tipica bottini media	Conc. tipica bottini kg/mc	CARICO MEDIO RESIDUO GIORNALIERO TRATTABILE CON BOTTINI kg/g	VOLUME AMMISSIBILE GIORNALIERO mc
COD	mg/l	5000	5	2197	439.4
TKN	mg/l	500	0.5	53	105.6
P	mg/l	100	0.1	34	338 dipendente da rimozione fosforo per via chimica

L'impianto di trattamento bottini viene previsto con una capacità di trattamento da 100 mc/h, nel rispetto però dei limiti inquinanti suddetto.

Viene previsto un pretrattamento completo di grigliatura con disoleatura-dissabbiatura aerate.

## 6.5 Verifiche impianto in condizioni dinamiche

Come detto, sono state verificate le capacità di trattamento dei reattori biologici e dell'impianto progettato considerando le portate di verifica di cui al capitolo 4.

A supporto della fase di dimensionamento è stato in particolare sviluppato un modello di simulazione dinamica dei trattamenti secondari. Tale modello è stato utilizzato per confermare i calcoli di dimensionamento di processo effettuati con il modello stazionario descritto nei paragrafi precedenti.

La modellizzazione tradizionale degli impianti a fanghi attivi viene effettuata tramite modelli che si basano sullo stato stazionario, che prevedono, cioè, condizioni costanti, sia come caratteristiche del refluo da depurare, sia riguardo alle altre condizioni, sia operative (ad esempio concentrazione di ossigeno e di solidi sospesi totali in vasche) sia ambientali (soprattutto la temperatura dei fanghi). Questo approccio presenta senza dubbio vantaggi riguardo alla semplicità di calcolo, ma presenta anche alcuni difetti: il primo di questi riguarda le caratteristiche del refluo civile sono estremamente variabili sia durante la giornata che con cicli stagionali. Questa variabilità comporta che gli impianti da depurazione civili non lavorino mai allo stato stazionario, ma sempre nel periodo di transitorio e quindi l'efficienza di rimozione degli inquinanti ne risulta modificata e può variare in funzione delle variazioni delle caratteristiche del refluo stesso. Un altro problema insito nella modellizzazione con i modelli tradizionali è che questi non consentono di utilizzare tecniche di depurazione che si basano su fasi alternate, che si tratti di impianti SBR o dell'utilizzo di nitrificazione e denitrificazione in alternanza.

Per superare i limiti dei modelli tradizionali, sono stati sviluppati nel corso degli anni diversi modelli matematici basati sulle equazioni differenziali che governano i fenomeni biochimici e non sulla loro approssimazione in stato stazionario. Oltre al superamento dei limiti dei modelli statici indicati, questo approccio, che viene definito dinamico, comporta il vantaggio di predire il comportamento dell'impianto di depurazione nelle diverse condizioni e quindi di prevedere non solo i valori medi o "di progetto" dei diversi parametri, ma anche la loro variazione nel tempo.

Diversi gruppi di ricerca hanno prodotto un modello dinamico che si differenzia dagli altri in base ai diversi fenomeni biochimici che vengono considerati e alla diversa forma matematica che le equazioni assumono. I modelli più usati sono però quelli sviluppati dall'*International Association on Water Quality* (IAWQ): tali modelli vengono chiamati con la sigla ASM (*Activated Sludge Model*). Nella letteratura scientifica sono presenti tre modelli principali ASM (detti ASM 1, ASM 2 e ASM 3), ciascuno dei quali è stato ulteriormente elaborato da diversi gruppi di ricerca e pertanto presenta numerose varianti rispetto all'originale (indicate da una codifica numerica dopo la sigla) che permettono di tenere in considerazione diverse caratteristiche dei gruppi di batteri e quindi vengono applicati quando è necessario modellizzare correttamente un gruppo di batteri specifico. Nel caso, ad esempio, di impianti con defosfatazione biologica di solito è necessario modellizzare i PAO (*Phosphate Accumulator Organisms*) e pertanto vengono utilizzati solitamente i modelli ASM 2, ASM 2d o ASM 3P-EAWAG.

Il primo modello sviluppato, l'ASM 1, consente di modellizzare la rimozione della sostanza organica e dell'azoto da un refluo, ma presenta alcune semplificazioni: non modellizza il fosforo come inquinante e quindi neppure i diversi processi che hanno effetto principalmente su questo parametro (accumulo biologico, precipitazione chimica ecc.). Inoltre la nitrificazione è considerata ad uno stadio solo e quindi non viene modellata la produzione e il consumo di nitriti.

Il modello ASM 2 e i modelli derivati (ASM2d) sono simili al modello ASM 1, ma consentono la modellizzazione del fosforo e quindi della sua rimozione biologica.

Il modello ASM 3 presenta un sistema di rimozione della sostanza organica più completo: consente di modellizzare l'accumulo all'interno della cellula di sostanza organica da degradare in un secondo tempo. Esistono varianti del modello ASM 3 che consentono di affiancare a questo

meccanismo quello di rimozione diretta e che reintroducono la modellizzazione del fosforo (es. ASM 3P-EAWAG).

La scelta del modello ottimale viene effettuata cercando di includere tutti i fenomeni che si giudicano fondamentali per l'impianto o la sezione di impianto modellizzata senza includere i fenomeni che si giudicano non fondamentali. Questo perché la modellizzazione di ogni fenomeno comporta l'introduzione di parametri che devono essere scelti e pertanto introduce un errore: se si vogliono modellizzare fenomeni marginali, si ha che il miglioramento della simulazione introdotto con l'inserimento di questi fenomeni è inferiore al peggioramento dovuto all'introduzione degli errori corrispondenti.

Per creare il modello dell'impianto l'esame è stata scelta una variante dei citati modelli, ovvero un modello ASDM interno del software di modellazione, che tiene conto della dipendenza dalla temperatura delle cinetiche delle reazioni biochimiche, con la scelta di utilizzare anche le matrici di equazioni relative a

- Modellazione della fase dell'ossigeno (calcolo delle condizioni di ossigeno disciolto reale in vasca ecc.)
- Calcolo pH sulle varie sezioni di impianto e delle limitazioni di processo a condizioni di pH sfavorevole;
- Precipitazione chimica del fosforo con policloruro di alluminio (condizioni di calcolo stechiometriche);
- Modello di sedimentazione secondaria utilizzato: Modified Vesilind.

I modelli dinamici sono solitamente complessi da utilizzare per la presenza di numerose equazioni differenziali da risolvere con metodi numerici. Per questo motivo l'utilizzo di modelli dinamici non può prescindere dall'uso di *software* in grado di implementarli.

Fra i molti *software* commerciali che implementano alcuni modelli dinamici, è stato scelto di utilizzare Biowin® della casa software EnviroSim. Tale prodotto è caratterizzato da una notevole flessibilità: le librerie preinstallate consentono di modellizzare numerosi oggetti, fra cui vasche a fanghi attivi con miscelazione completa o comportamenti idraulici più complessi, digestori anaerobici, sedimentatori primari e secondari, reattori a membrane interne o esterne, SBR.

La modellizzazione è composta essenzialmente da quattro fasi:

1. scelta del modello;
2. costruzione del layout;
3. scelta dei parametri;
4. simulazione dell'impianto.

La scelta del modello viene fatta come detto fra i diversi modelli a disposizione, utilizzando le minime modellazioni dei processi necessarie, al fine di non introdurre errori dovuti alla scelta di variabili non note. A ogni modello corrisponde un elenco di variabili che vengono modellate (ad esempio la concentrazione di ossigeno, quella di sostanza organica solubile non biodegradabile e quella di batteri autotrofi).

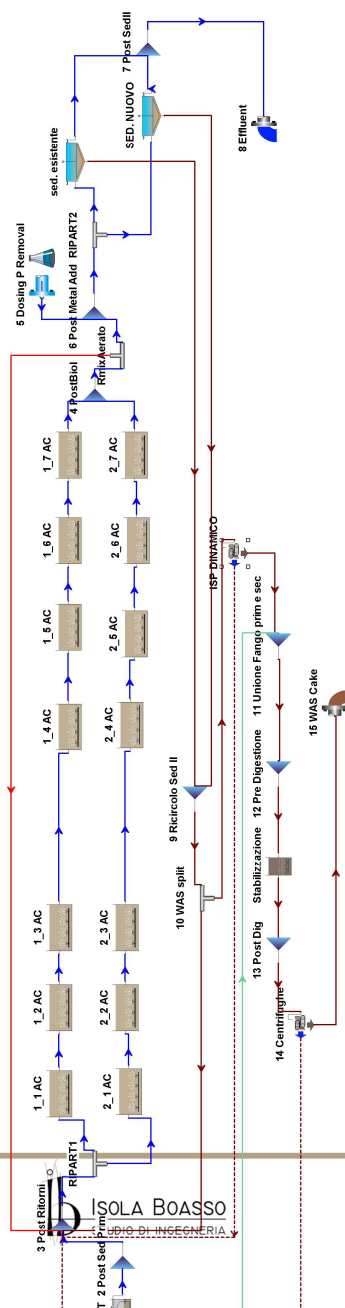
La costruzione del *layout* comporta il posizionamento delle unità costituenti l'impianto (ad esempio una vasca di trattamento biologico, un sedimentatore o un separatore di flusso), la scelta per

ciascuno di un metodo di calcolo (ad esempio reattore a miscelazione completa per una vasca biologica) e l'indicazione delle relazioni fra le unità costituenti, ossia i flussi di materia e di informazioni.

Dopo aver costruito il *layout* è necessario inserire per ogni unità tutti i parametri, scegliere i parametri generali del modello (ad esempio la durata della simulazione, la tipologia e le caratteristiche dell'integratore numerico) e indicare i file contenenti le caratteristiche del refluo influente e degli altri parametri (ad esempio la temperatura delle vasche) e quelli su cui immagazzinare i dati, scegliere quali parametri mostrare su grafico a video e quali immagazzinare su file per future elaborazioni.

La scelta della sezione di impianto da modellizzare è critica quanto la scelta del modello: è possibile infatti dimenticare l'inserimento di vasche che ospitano processi la cui modellizzazione appare fondamentale per simulare le prestazioni dell'impianto oppure, viceversa, inserire vasche e processi tali da rendere necessaria l'aggiunta di parametri noti solo con grande incertezza, incrementando in questo modo l'errore sui risultati ottenuti.

Il layout ottenuto dell'impianto è visibile nella figura seguente.



Layout utilizzato per la modellizzazione dell'impianto in oggetto  
(ricircolo mix aerato con linea rossa non attivo).

Per l'impianto in esame è stato scelto di modellizzare:

- ingresso del refluo;
- sezione di pretrattamento iniziale, simulata con elemento sedimentatore primario ma con sola funzione di abbattimento del 3% del TSS, con rimanenti percentuali di rimozione calcolate in base alla rimozione del TSS (mediamente circa 2% COD rimosso e 1.5% BOD rimosso, fosforo rimosso circa 1.5% e TKN rimosso circa <1%);
- Reattori eserciti a cicli intermittenti di aerazione in sequenza. Sono state simulate 2 linee parallele, ciascuna linea è frazionata in più vasche ai fini di una più dettagliata modellazione, in quanto i reattori sono considerati uniformemente miscelati (non si potrebbero apprezzare i vari stadi di rimozione dell'ammoniaca e le varie fasi dei nitrati nelle vasche); nelle vasche avvengono le reazioni di denitrificazione e nitrificazione/ossidazione secondo una logica ad aerazione fissa e temporizzata sulle vasche di ossidazione, con impostazione di set-point di concentrazione di OD (altre opzioni di esercizio sono comunque implementabili). Fabbisogni di ossigeno e soffianti come già descritto; nella fase aerata il tenore di ossigeno massimo tenuto in vasca è pari a 2 mgO<sub>2</sub>/l.
- Concentrazione MLSS in vasca biologica media 4.2-4.5 kg/mc;
- Età del fango media del comparto biologico pari a circa >13 g (intesa come minima e media);
- Sedimentatori secondari, esistenti (il terziario convertito in secondario);
- Dosaggio policloruro di alluminio per precipitazione chimica del Fosforo, sufficiente a contenere il fosforo entro i limiti di autorizzazione allo scarico. Si noti che le simulazioni dinamiche tengono conto dei parametri stechiometrici di reazione senza coefficienti di sicurezza (quantità dosate minori rispetto alle verifiche manuali);
- Effluente refluo;
- Non viene simulata cautelativamente la filtrazione finale, caratterizzata solamente da un certo grado di cattura dei solidi sospesi, e dei restanti particolati ad essi associati (BOD ecc.).
- Settaggio del ricircolo fanghi secondari al 100% della Qmedia in ingresso giornaliero, con portate al 50% al sedimentatore secondario esistente e 50% a quello terziario convertito in secondario; al momento non è simulata una variazione della portata di ricircolo nel tentativo di stabilizzare l'età del fango o la concentrazione di biomassa in vasca
- Fango di supero come già descritto;
- Comparto di ispessimento dinamico attivo con grado di cattura pari all'80% con tenore del fango in uscita al 3% circa in stabilizzazione (condizione operativa cautelativa).



- Trattamento di digestione aerobica, (simulata senza introdurre ispessimento o estrazione del surnatante per non introdurre ritardi nelle computazioni delle simulazioni dinamiche, ma con aerazione intermittente per il 75% circa del tempo al fine di perseguire una contestuale rimozione dell'ammoniaca anche nel digestore);
- Disidratazione finale con centrifuga.
- Simulazione dei ritorni di surnatante in ingresso impianto.

Sia i pretrattamenti che i sedimentatori vengono simulati senza considerare il tempo di ritenzione nel volume e le reazioni che qui possono avvenire.

Tutte le componenti hanno le caratteristiche geometriche ed i parametri di funzionamento già descritti in precedenza.

La schematizzazione dell'impianto completa permette di considerare i ritorni di surnatante dalle centrifughe ricchi di carico inquinante che l'impianto deve comunque riuscire a depurare.

Come noto, i parametri cinetici di crescita e scomparsa cellulare sono influenzati dalle condizioni ambientali (pH, temperatura, ossigeno disciolto). In particolare, la dipendenza dalla temperatura viene di solito stimata utilizzando relazioni di tipo Van't Hoff-Arrhenius, assumendo come riferimento i valori delle cinetiche a 20 °C: per un generico parametro  $p$ , tale relazione assume la forma

$$p_T = p_{20} \cdot \alpha^{(T-20)}$$

I valori dei parametri cinetici a 20 °C, dei relativi coefficienti  $\alpha$  di correzione e dei parametri stechiometrici utilizzati nell'applicazione del modello di calcolo ai fini delle verifiche di dimensionamento dei comparti di trattamento biologico sono stati ricavati da letteratura (Ekama *et al.*, 1984; Metcalf & Eddy, 2014).

I principali parametri cinetici e stechiometrici utilizzati nel modello di simulazione dinamica sono riportati nell'allegato 1.

#### 6.5.1 Condizioni di simulazione medie

In base alle portate di verifica ed ai carichi inquinanti di cui al capitolo 2, si hanno i seguenti carichi medi in termini di massa per il Depuratore di Gravellona Toce, validi sia per le condizioni invernali che per quelle estive.

carico giornaliero BOD5	2250.0	kg/gg
carico giornaliero COD	4875.0	kg/gg
carico giornaliero TKN	300.0	kg/gg
carico giornaliero P	75.0	kg/gg
carico giornaliero TSS	2625.0	kg/gg

Le simulazioni invernali avvengono con temperatura del refluo a 12°C.

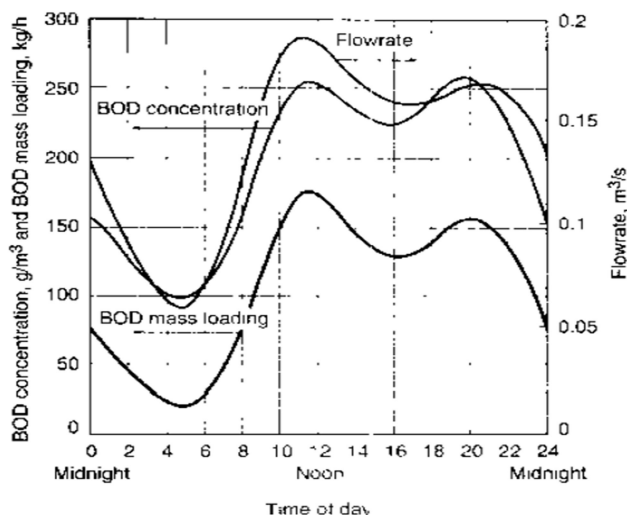
## 6.5.2 Influenze con caratteristiche variabili e condizioni operative

La variazione giornaliera di portate e carichi inquinanti, in accordo con i valori misurati, segue l'impostazione generale proposta in Metcalf & Eddy, 4th ed, e segue il grafico sottostante.

188 | Chapter 3 Analysis and Selection of Wastewater Flowrates and Constituent Loadings

**Figure 3-6**

Typical hourly variations in flow and strength of domestic wastewater.

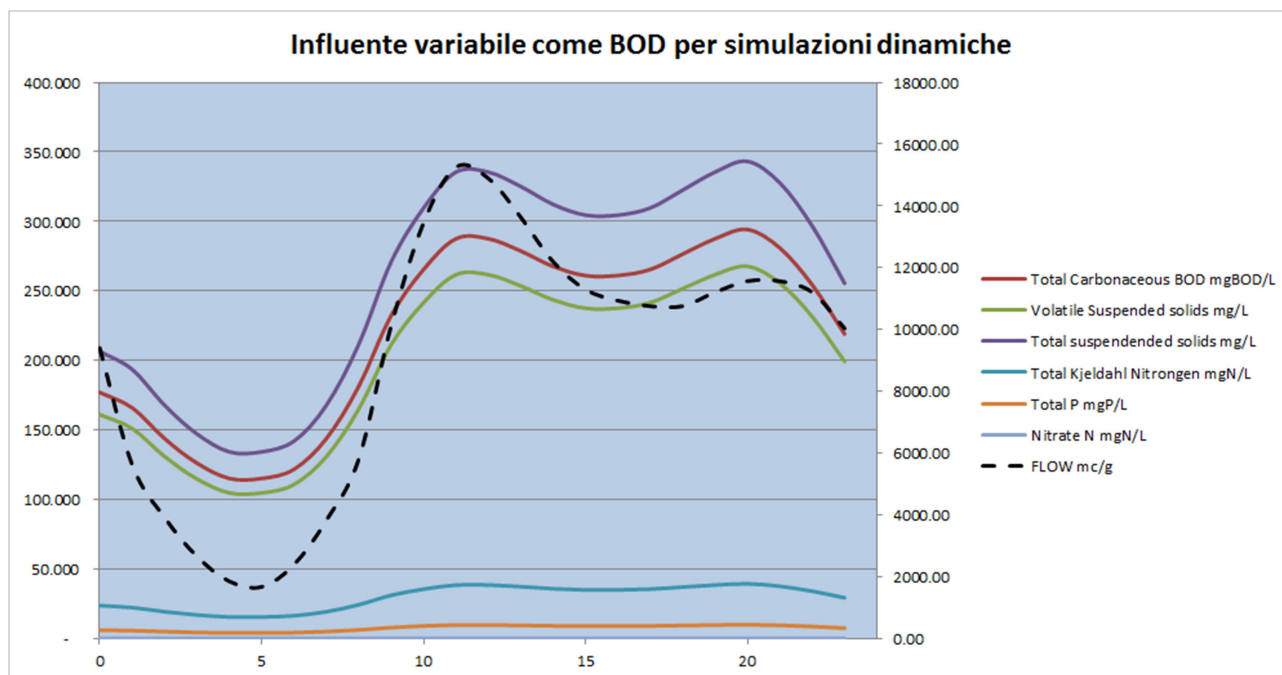


Le massime amplificazioni dei picchi di portata sono pari a circa 1.7, mentre per i nutrienti si ha circa 1.3.

Le simulazioni dinamiche vengono effettuate con software di simulazione specifico Biowin v.5.3.

Il modello di simulazione viene regolato come detto dalle matrici delle equazioni dei modelli Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2D, ASM3, BioWin ASDM, cui si rimanda per eventuali maggiori approfondimenti.

Applicando le illustrate variazioni dei carichi, derivano i seguenti andamenti giornalieri delle portate e dei carichi inquinanti in ingresso, utilizzati nelle simulazioni.



Mentre la media dei coefficienti moltiplicativi delle portate e dei nutrienti, prese singolarmente, è pari a 1.00, la media moltiplicazione dei coefficienti che determina i carichi orari dei nutrienti non è pari a 1.00, ma sarebbe nel presente caso è pari a 1.13, ovvero determinerebbe un incremento dei carichi complessivi giornalieri del 13%, secondo al seguente tabella.

TIME hours	Coeff. Amplificati FLOW Orari	Coeff. Amplificati NUTRIENTI Orari	moltiplicazione tra coeff amplificati
0	1.045	0.800	0.836
1	0.625	0.750	0.469
2	0.435	0.650	0.283
3	0.295	0.570	0.168
4	0.205	0.520	0.107
5	0.185	0.520	0.096
6	0.265	0.550	0.146
7	0.425	0.650	0.276
8	0.645	0.820	0.529
9	1.125	1.050	1.181
10	1.495	1.200	1.794
11	1.695	1.300	2.204
12	1.655	1.300	2.152
13	1.515	1.260	1.909
14	1.355	1.210	1.640
15	1.255	1.180	1.481
16	1.215	1.180	1.434
17	1.195	1.200	1.434
18	1.195	1.250	1.494

19	1.245	1.300	1.619
20	1.285	1.330	1.709
21	1.285	1.270	1.632
22	1.245	1.150	1.432
23	1.115	0.990	1.104
	1.00	1.00	1.13

I relativi parametri influenti in ingresso, vengono quindi ridotti dell'13%, come artificio di calcolo, al fine di riportare i carichi influenti complessivi ai valori riportati nel paragrafo precedente, secondo la seguente tabella:

TIME hours	BOD kg/h	Total suspended solids kg/h	Total Kjeldahl Nitrogen kg/h	Total P kg/h
0	69.346	80.904	9.246	2.312
1	38.883	45.363	5.184	1.296
2	23.454	27.363	3.127	0.782
3	13.948	16.273	1.860	0.465
4	8.842	10.316	1.179	0.295
5	7.980	9.310	1.064	0.266
6	12.090	14.105	1.612	0.403
7	22.915	26.734	3.055	0.764
8	43.872	51.184	5.850	1.462
9	97.985	114.315	13.065	3.266
10	148.812	173.614	19.842	4.960
11	182.780	213.244	24.371	6.093
12	178.467	208.211	23.796	5.949
13	158.343	184.734	21.112	5.278
14	136.001	158.667	18.133	4.533
15	122.841	143.314	16.379	4.095
16	118.925	138.746	15.857	3.964
17	118.950	138.775	15.860	3.965
18	123.906	144.558	16.521	4.130
19	134.254	156.630	17.901	4.475
20	141.766	165.393	18.902	4.726
21	135.370	157.932	18.049	4.512
22	118.764	138.557	15.835	3.959
23	91.564	106.825	12.209	3.052
<b>Totali in kg/g</b>	<b>2250.058</b>	<b>2625.068</b>	<b>300.008</b>	<b>75.002</b>

Il COD non viene direttamente inserito nel software di simulazione, ma derivato dalle componenti frazionarie costituenti l'influente in ingresso, derivate dal BOD, con valori impostati da letteratura per reflui italiani.

Le condizioni di simulazione sono le medesime già illustrate nelle simulazioni idrauliche stazionarie, ed all'inizio del par. 6.5 e valgono sostanzialmente per il periodo invernale e quello estivo.

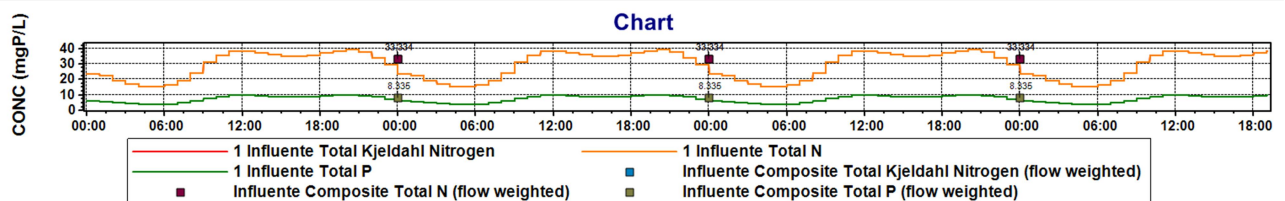
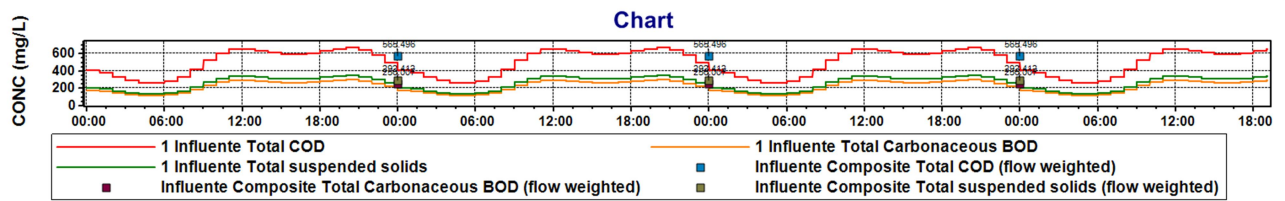
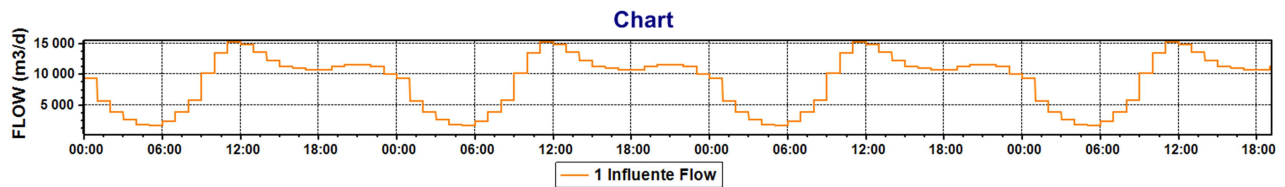
In aggiunta a quanto già riportato, si evidenziano le seguenti condizioni operative:

- Settaggio aerazione intermittente fisso (esempio di simulazione a cicli intermittenti tra i vari disponibili sul mercato), sulla base dei dimensionamenti in moto stazionario nel periodo invernale, ovvero 70% con aerazione accesa, e 30% ad aerazione spenta. Durante la fase aerata il setpoint di ossigeno è fissato a 2 mg/l.
- La richiesta di ossigeno SOTR massima è pari a circa 550 kgO<sub>2</sub>/h massimi sul totale dei reattori (Qaria max 6000 mc/h@20°C e 1atm); SOTE medio pari al 34%, ovvero pari alle garanzie di efficienza dichiarate in sede di fornitura del nuovo sistema di aerazione (offerta). Si tenga presente che i precedenti valori sono di simulazione e non tengono conto dei coefficienti di sicurezza valutati normalmente nel dimensionamento del sistema di aerazione. Vedere par. 6.4.2 per i valori di progetto del sistema di aerazione.
- Dosaggio di flocculante tipo policloruro di alluminio (v. prec. Dimensionamenti), sufficiente a contenere il fosforo entro i limiti di autorizzazione allo scarico. Si noti che le simulazioni dinamiche tengono conto dei parametri stechiometrici di reazione senza coefficienti di sicurezza (quantità dosate minori rispetto alle precedenti verifiche manuali);
- Fango di supero WAS pari a 270-320 mc/g a seconda delle configurazioni;
- Stabilizzazione fanghi di 400 mc esistente, operativa con tenore di O<sub>2</sub> disciolto pari a 2 mg/l (si tengano presente gli interventi in corso di sostituzione del sistema di aerazione, fabbisogno di aria pari a circa 900 mc/h senza coefficienti di sicurezza (SOTR 60 kgO<sub>2</sub>/h senza coefficienti di sicurezza). La stabilizzazione è simulata senza introdurre ispessimento o estrazione del surnatante, per non introdurre ritardi nelle computazioni delle simulazioni dinamiche, ma con aerazione intermittente per il 75% del tempo al fine di perseguire una contestuale rimozione dell'ammoniaca anche nel digestore); con tali parametri la stabilizzazione media in periodo invernale nel solo digestore è pari mediamente al 10-15%, ma quella complessiva risulta più elevata (v. considerazioni seguenti).
- Portata in ingresso alle centrifughe pari a 70-120 mc/g, al 2.0-3.0% di concentrazione TSS circa;
- Portata di fango disidratato circa 9 mc/g con tenore di secco pari al 21-24%

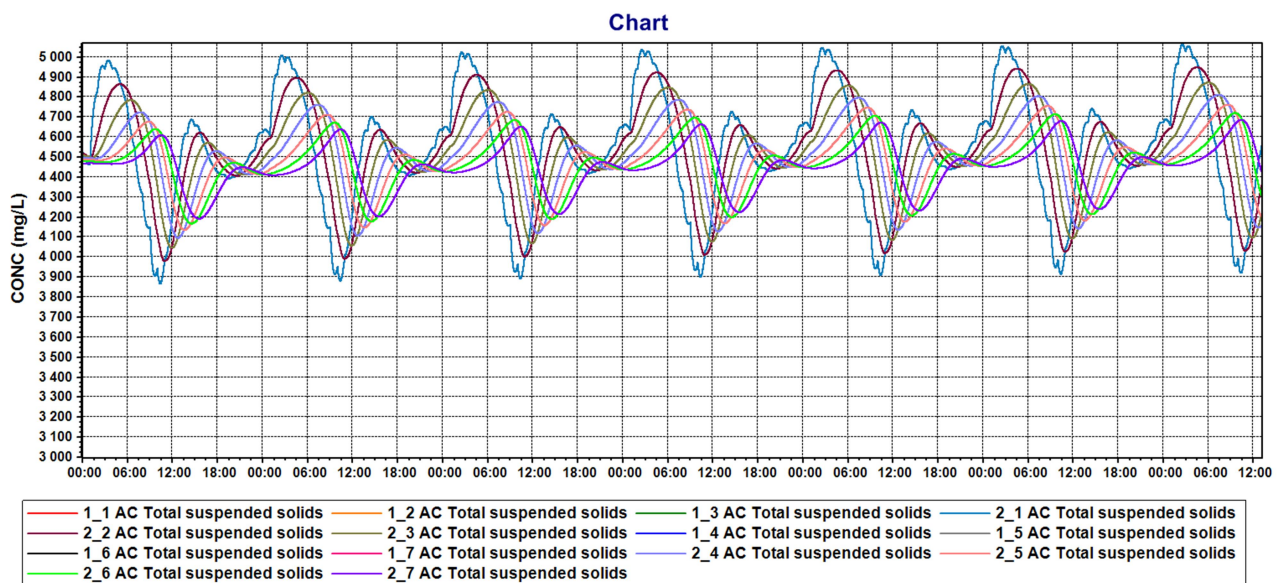
### 6.5.3 Risultati

Le rese di depurazione in con questi parametri operativi sono nei limiti di legge, sia in inverno che in estate.

Si riportano nel seguito alcuni grafici esplicativi sia delle condizioni operative che delle rese di depurazione, nel periodo più critico invernale.

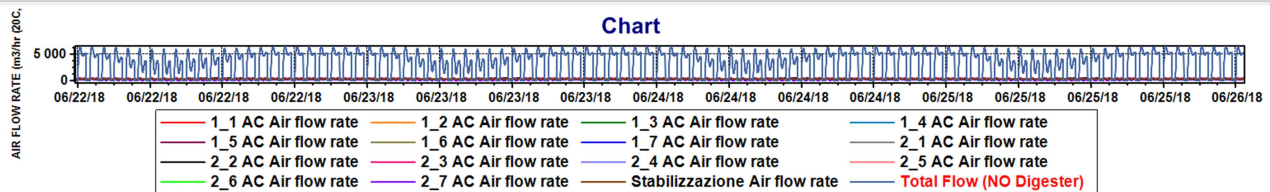
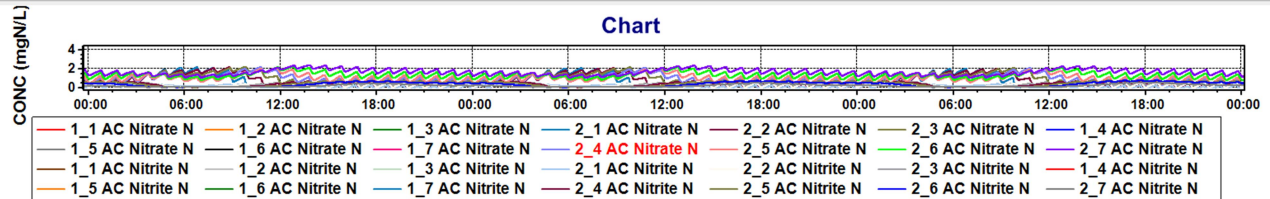
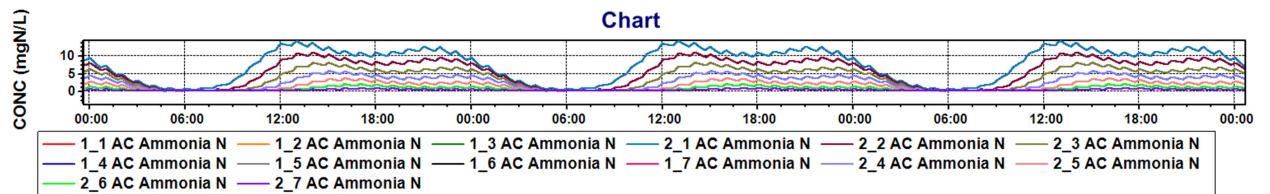


Portate e carichi influenti.

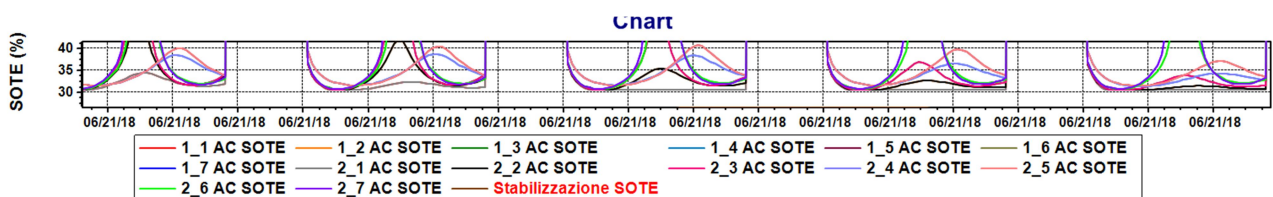


Concentrazione Biomassa reattori

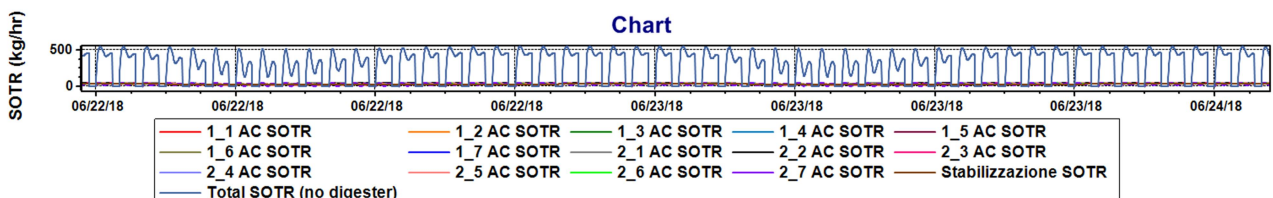




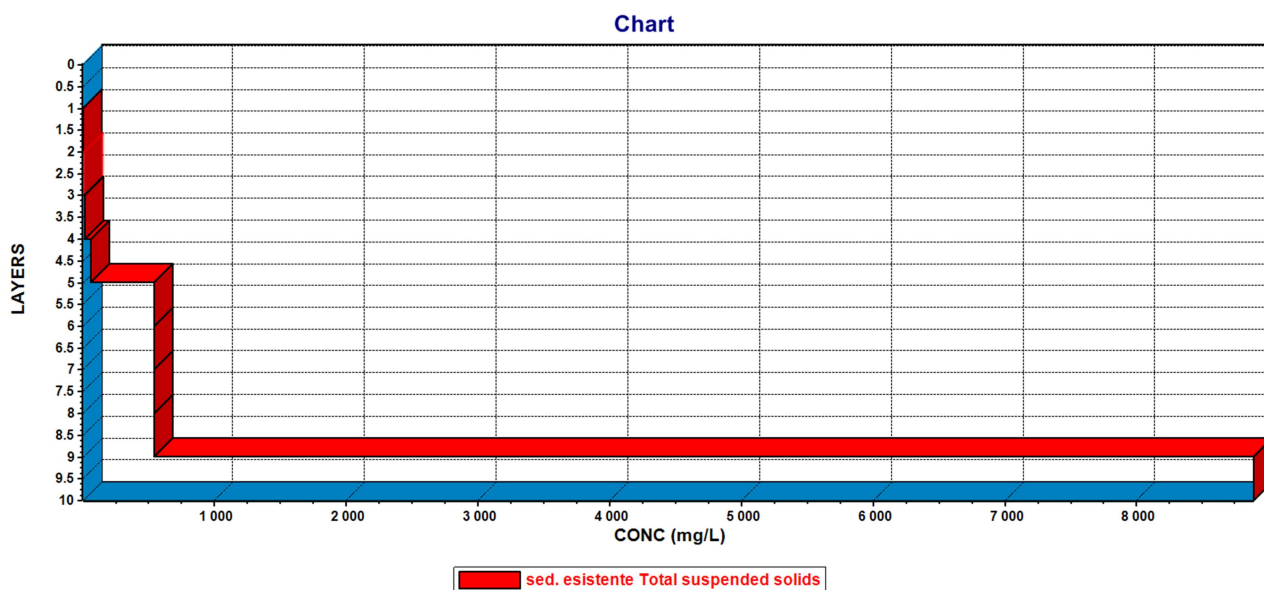
Andamento ammoniaca e nitrati nella sequenza di reattori e aria insufflata intermittente (compresa stabilizzazione)



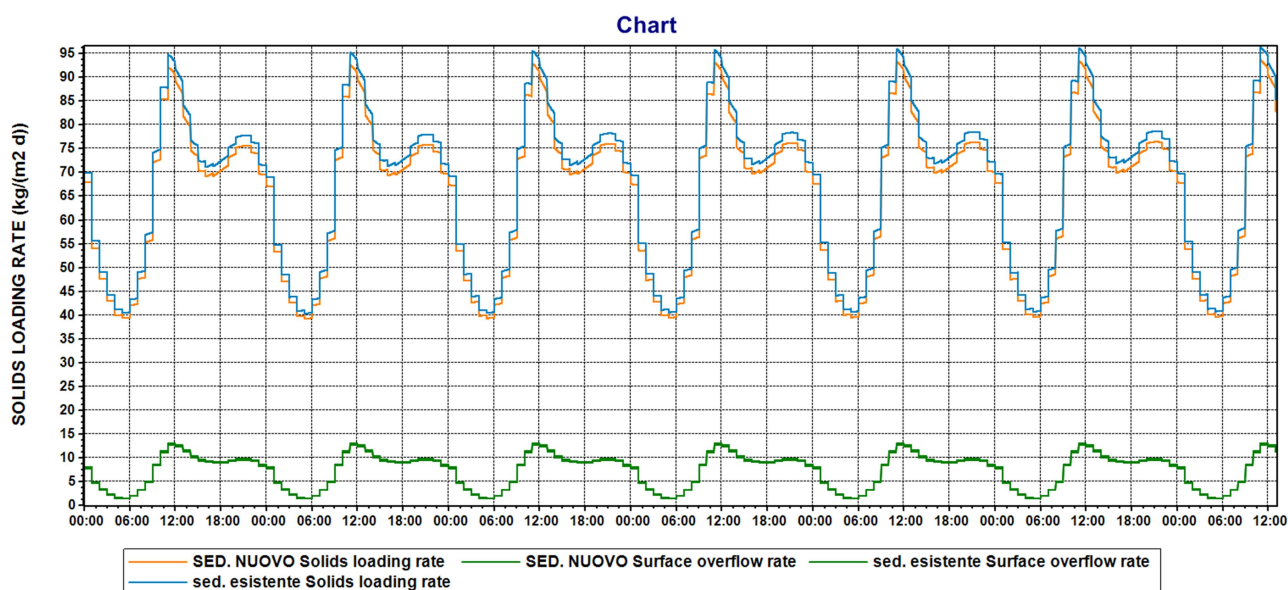
SOTE (Valori in stabilizzazione sono al 100% fittizi quando l'aerazione intermittente è spenta)



SOTR complessivo (aerazione intermittente in stabilizzazione)

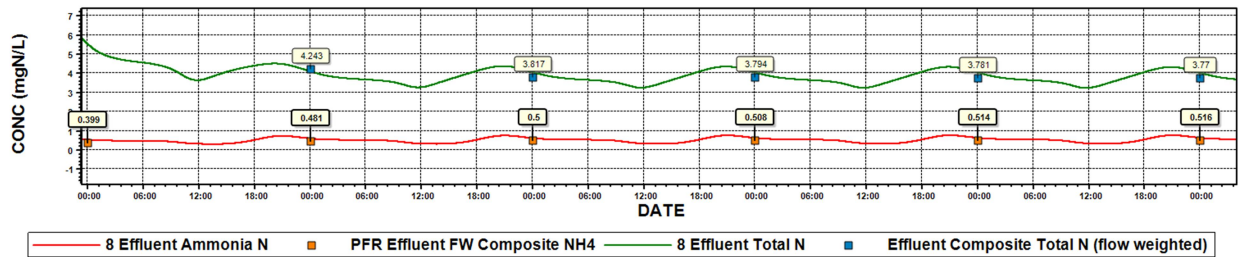


Esemplificazione strati di concentrazione di fango sul sed. II (altezza complessiva suddivisa in 10 strati da 25 cm), in basso la concentrazione di fango sul fondo sedimentatore)

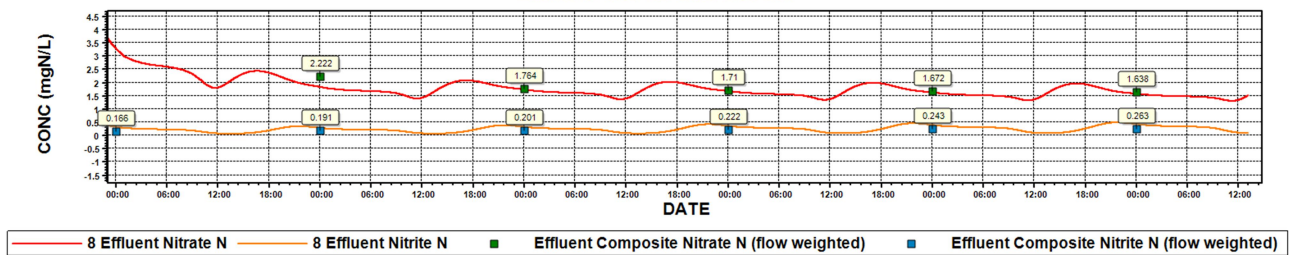


Parametri operativi di lavoro dei sedimentatori secondari.

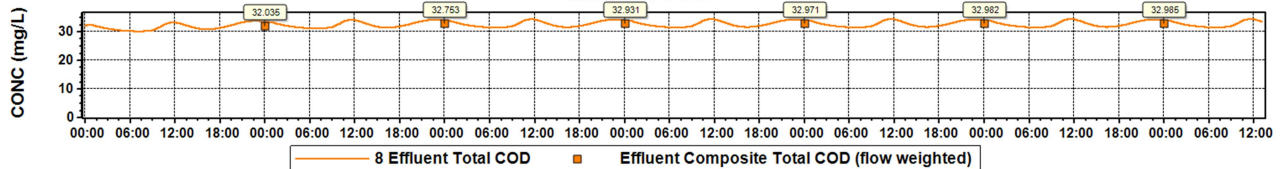
### Effluent Ammonia



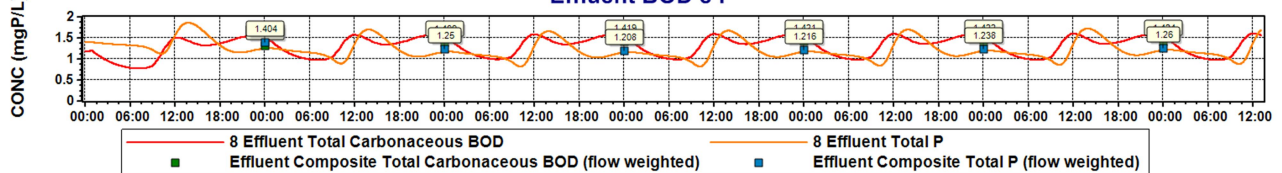
### Effluent Nitrite and Nitrate



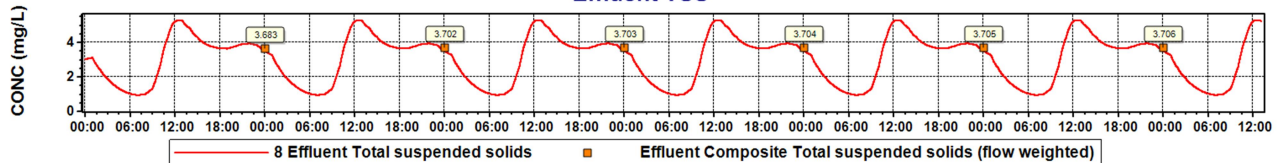
### Effluent COD



### Effluent BOD e P

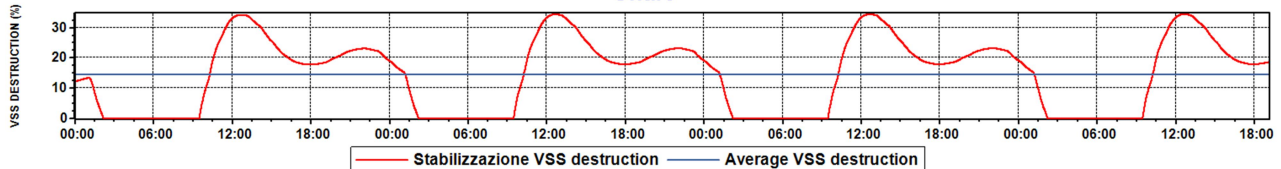


### Effluent TSS



Qualità dell'effluente con medie pesate sulle 24 ore.

### Chart



Funzionamento ideale della stabilizzazione.

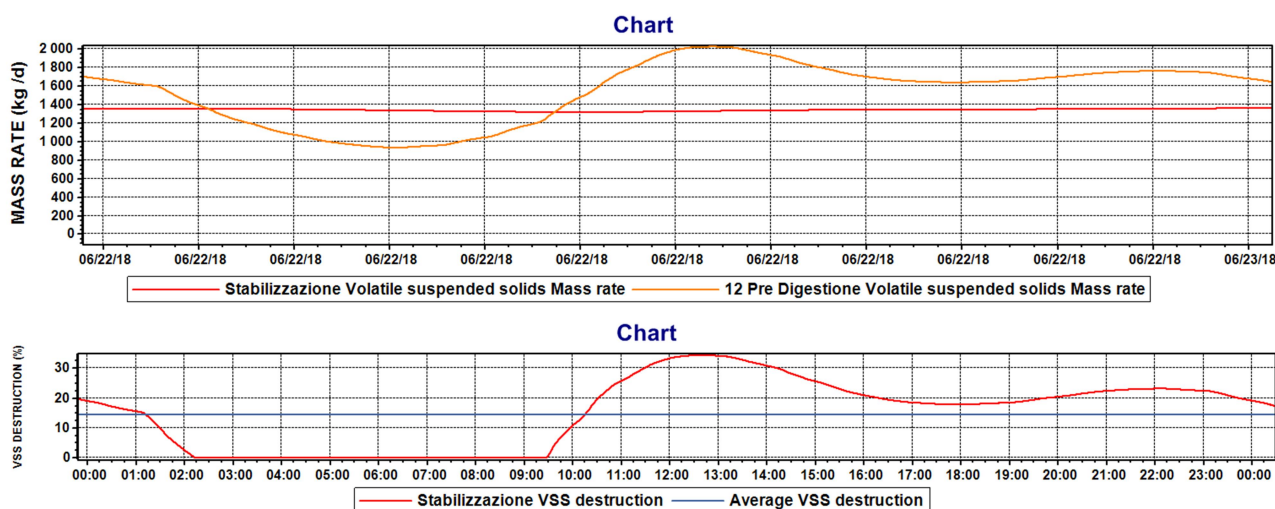
Le efficienze medie di stabilizzazione effettuate con i modelli di simulazione dinamica, sono inferiori a quelle calcolate con la verifica manuale sulla base del parametro temperatura x età del fango complessiva, e si attestano intorno al 10-15% (mediamente). I modelli di simulazione dinamica sono più raffinati e tengono conto dei processi reali ed in particolare del fatto che l'efficienza di rimozione delle sostanze volatili risulta più bassa a causa della bassa percentuale di volatili in ingresso al digestore.



In particolare i valori graficati vengono calcolati considerando il rapporto delle masse

$$\% \text{rimozione VSS} = \frac{VSS_{in} - VSS_{out}}{VSS_{in}}$$

Visto che durante il giorno la quantità di VSS in uscita rimane all'incirca costante nelle simulazioni eseguite (prelievo verso le centrifughe ipotizzato costante durante il giorno), mentre la quantità in ingresso varia a causa della variazione giornaliera dei pattern utilizzati (es. COD e COD biodegradabile), vi è una variazione della quantità di VSS che potenzialmente può venire degradata nel digestore.

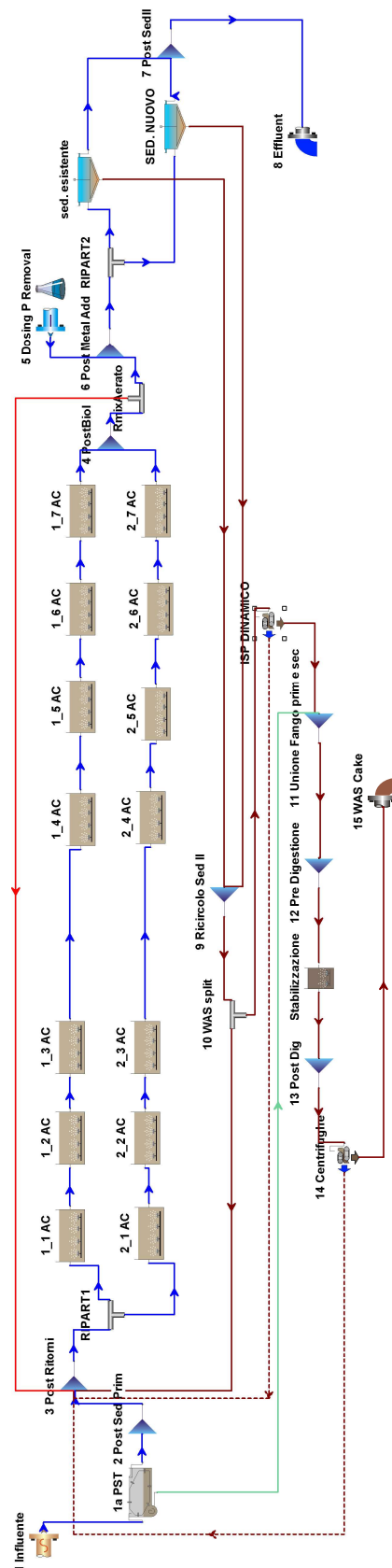


In particolare quando la massa di VSS in ingresso al digestore è inferiore a quella in uscita, il rendimento di distruzione dei VSS istantaneo risulta pari a zero.

Si riportano nel seguito a titolo esemplificativo i bilanci di massa con la condizione media di esercizio a 9000 mc/g in periodo invernale, con carichi pari ai carichi medi di progetto, ed una condizione di lavoro esaminata. I punti di controllo sono visibili nello schema grafico di impianto a fianco della tabella.

## 6.5.4 Bilanci di Massa

Elements	Flow [m³/d]	Total Carbonaceous BOD [mg/L]	Total Carbonaceous BOD [kg /d]	Total COD [mg/L]	Total COD [kg /d]	Ammonia N [mgN/L]	Ammonia N [kg N/d]	Nitrate N [mgN/L]	Nitrate N [kg N/d]	Nitrite N [mgN/L]	Nitrite N [kg N/d]	Total Kjeldahl Nitrogen [mgN/L]	Total Kjeldahl Nitrogen [kg N/d]	Total N [mgN/L]	Total N [kg N/d]	Total P [mgP/L]	Total P [kg P/d]	Total suspended solids [mg/L]	Total suspended solids [kg /d]
1 Influyente	9000	250	2250	565.74	5091.62	21.98	197.8	0	0	0	0	33.3	299.7	33.3	299.7	8.33	74.97	292.44	2631.94
1a PST	8990	246.34	2214.58	555.23	4991.51	21.98	197.58	0	0	0	0	33.07	297.31	33.07	297.31	8.21	73.8	283.98	2552.98
1a PST (U)	10	3541.73	35.42	10011.75	100.12	21.98	0.22	0	0	0	0	239.17	2.39	239.17	2.39	116.62	1.17	7895.82	78.96
2 Post Sed Prim	8990	246.34	2214.58	555.23	4991.51	21.98	197.58	0	0	0	0	33.07	297.31	33.07	297.31	8.21	73.8	283.98	2552.98
3 Post Ritorni	17991	942.83	16962.44	4507.68	81097.65	11.25	202.34	2.96	53.27	0.03	0.62	239.37	4306.53	242.37	4306.53	2326.79	4385.26	78995.24	78995.24
4 Post Biol	17991	843.53	15175.94	4366.69	78561.1	0.36	6.45	4.01	72.1	0.08	1.46	229.81	4134.51	233.9	4208.07	129.49	2329.59	4358.85	78420.03
5 Dosing P Removal	0.15	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
6 Post Metal Add	17991.15	843.52	15175.94	4366.65	78561.1	0.36	6.45	4.01	72.1	0.08	1.46	229.81	4134.51	233.9	4208.07	129.49	2329.59	4366.04	78550.12
7 Post Sed II	8991.15	1.14	10.26	32.09	288.55	0.21	1.86	5.71	51.37	0.05	0.41	1.51	13.56	7.27	65.34	1.94	17.4	3.01	27.07
8 Effluent	8991.15	1.14	10.26	32.09	288.55	0.21	1.86	5.71	51.37	0.05	0.41	1.51	13.56	7.27	65.34	1.94	17.4	3.01	27.07
9 Ricircolo Sed II	9000	1685.97	15173.75	8698.28	78284.52	0.21	1.86	5.43	48.88	0.05	0.41	457.91	4121.15	463.38	4170.44	256.88	2311.96	8725.98	78533.84
10 WAS split	8680	1685.97	14634.24	8698.28	75501.07	0.21	1.79	5.43	47.14	0.05	0.4	457.91	3974.62	463.38	4022.16	256.88	2229.75	8725.98	75741.53
10 WAS split (U)	320	1685.97	599.51	8698.28	2783.45	0.21	0.07	5.43	1.74	0.05	0.01	457.91	146.53	463.38	148.28	256.88	82.2	8725.98	2792.31
11 Unione Fango prim e sec	110	4244.9	466.94	21112.16	2322.34	2.19	0.24	4.94	0.54	0.04	0	1085.5	119.4	1090.48	119.95	605.81	66.64	21025.54	2312.81
12 Pre Digestione	110	4244.9	466.94	21112.16	2322.34	2.19	0.24	4.94	0.54	0.04	0	1085.5	119.4	1090.48	119.95	605.81	66.64	21025.54	2312.81
13 Post Dig	110	2537.09	279.08	18627.17	2048.99	28.94	3.18	48.86	5.37	2.09	0.23	971.81	106.9	1022.76	112.5	607.86	66.86	19225.04	2114.75
14 Centrifughe	101	55.69	5.62	434.12	43.85	28.94	2.92	48.86	4.93	2.09	0.21	50.38	5.09	101.32	10.23	64.42	6.51	418.76	42.3
14 Centrifughe (U)	9	30383.83	273.45	222793.6	2005.14	28.94	0.26	48.86	0.44	2.09	0.02	11312.35	101.81	11363.29	102.27	6706.41	60.36	23073.26	2072.46
15 WAS Cake	9	30383.83	273.45	222793.6	2005.14	28.94	0.26	48.86	0.44	2.09	0.02	11312.35	101.81	11363.29	102.27	6706.41	60.36	23073.26	2072.46



## 6.6 Opere di adeguamento previste

Sulla base delle precedenti determinazioni, le opere in progetto sono illustrate nella relazione illustrativa generale e negli elaborati grafici allegati.

## 7 Calcolo del profilo idraulico

### 7.1 Criteri di calcolo

Il profilo idraulico, associato alla massima portata trattata, consente di verificare le corrette geometrie dell'impianto in relazione ai franchi idraulici prefissati e di stabilire la massima prevalenza geodetica delle stazioni di pompaggio.

In funzione dello studio idraulico dell'impianto e considerando che il comparto biologico e la sedimentazione si sviluppano su più linee di trattamento, si è cercato di ottimizzare i collegamenti idraulici riducendo le perdite di carico tra le diverse unità di trattamento.

Il calcolo idraulico consiste, sostanzialmente, nel definire le perdite di carico lungo l'impianto.

Le perdite di carico totali sono dovute a diversi fattori:

- Perdite di carico continue (tubazioni interrato considerate a sezione piena);
- Perdite di carico localizzate sulle tubazioni (perdite di imbocco, sbocco, curve, etc.);
- Perdite localizzate su canali o punti di manovra o luci di diverso tipo (partitori, canali, griglie, salti, etc.) a superficie liquida libera.

Come criterio generale, il passaggio tra un manufatto e un pozzetto di valle o un manufatto adiacente è stato realizzato calcolando lo "stato critico" su canale rettangolare, mediante la relazione:

$$h_c = \sqrt[3]{\frac{Q^2}{g \cdot B^2}}$$

dove :

- $h_c$  [m] = altezza critica;
- $Q$  [m<sup>3</sup>/s] = portata;
- $B$  [m] = larghezza del canale rettangolare.

In un canale rettangolare, il carico totale è dato dalla seguente espressione:

$$H = 1,5 \cdot h_c$$

La differenza tra il carico totale e l'altezza idrica costituisce l'energia cinetica:

$$\frac{v^2}{2g}$$

Quando la velocità è piccola l'energia cinetica è trascurabile.

Il principale obiettivo del profilo idraulico è la definizione dei livelli idrici. Il livello energetico, ovvero la linea dei carichi totali, è quindi utile per *verificare il rischio di tracimazione dalle vasche*.

Questa procedura è stata adottata in quanto l'altezza di "moto uniforme" della corrente, oltre a non essere matematicamente calcolabile, su canali brevi, nella pratica, non si verifica mai. Inoltre la costruzione di un canale breve con una pendenza molto bassa ( dell'ordine di qualche unità per

mille) non è praticamente realizzabile e, quasi certamente con pendenze diverse dal progetto, per difficoltà di esecuzione.

*Occorre considerare anche il caso in cui la portata è nulla.* In tale configurazione, che si verifica per brevi periodi, tipicamente durante gli interventi di manutenzione, occorre verificare che non vi siano fenomeni di stagnazione nei canali di collegamento che potrebbero dare origine a fenomeni di sedimentazione indesiderati, ma che questi canali si svuotino completamente. Qualora non sia possibile eliminare questi accumuli (es. nelle diverse sezioni della vasca biologica) sono stati previsti pozzetti per lo svuotamento collegati alla stazione di raccolta dei drenaggi che raccoglie tutti questi contributi e li invia in testa all'impianto.

Lo studio del profilo idraulico è utile, infine, *per accertare che non si verifichino mai fenomeni di rigurgito* tra le varie unità di trattamento, che possano variare le condizioni di deflusso. La quota degli stramazzi che regolano le connessioni tra le varie vasche è stata studiata per evitare che in ogni configurazione idraulica si possano instaurare profili rigurgitati.

Tutte i livelli calcolati sono stati arrotondati per eccesso al fine di fornire adeguati margini di sicurezza.

## 7.2 Formule per i calcoli idraulici

Nel presente sotto paragrafo si illustrano le formule utilizzate per la costruzione del profilo idraulico.

### 7.2.1 Condotte in pressione o sotto carico

La perdita di carico totale di un sistema di *condotte in pressione o sotto carico* è data dalla somma delle perdite di carico continue (o distribuite), dovute all'effetto viscoso del liquido convogliato nei tratti di tubazione lineare, e delle perdite di carico concentrate, dovute ai fenomeni dissipativi che si verificano in concomitanza di manufatti di perturbazione, quali ad esempio valvole, strumenti di misurazione, curve ed opere di imbocco o sbocco.

Rispetto alla perdita di carico totale, le perdite di carico continue e le perdite di carico concentrate incidono in modo differente in funzione delle caratteristiche geometriche degli impianti. Nei casi in cui lo sviluppo delle tubazioni risulti preponderante rispetto ai manufatti puntuali in linea, le perdite di carico continue sono prevalenti rispetto alle perdite di carico concentrate. Viceversa, qualora la lunghezza dei collegamenti idraulici risulti limitata e caratterizzata da curve e da numerose opere di intercettazione, la perdita di carico totale risulta pressoché definita dalla somma delle perdite di carico concentrate.

Nello specifico, le perdite di carico concentrate costituiscono il fattore di maggior incidenza sulla complessiva perdita di carico.

La *perdita di carico continua* è data dalla seguente espressione:

$$\Delta h_M = J \cdot L$$

dove:

- $J$  [m/m] è la perdita di carico per metro di tubazione;
- $L$  [m] è la lunghezza della tubazione.

La perdita di carico continua può essere calcolata utilizzando svariate formule. Si è optato per l'utilizzo della formula di Gauckler – Strickler, che fornisce una relazione tra portata e perdita di carico continua per metro di tubazione:



$$Q = k_s A R^{\frac{2}{3}} J^{\frac{1}{2}}$$

dove:

- $Q$  [m<sup>3</sup>/s] = portata di progetto;
- $k_s$  [m<sup>1/3</sup>/s] = coefficiente di scabrezza;
- $A$  [m<sup>2</sup>] = area tubazione;
- $R$  [m] = raggio idraulico;
- $J$  [m] = perdita di carico per metro di tubo.

Per tubazioni a sezione piena si è utilizzata la seguente formula:

$$J = \frac{4 \cdot v^2}{\left(k_s \cdot \left(\frac{D}{4}\right)^{1/6}\right)^2 \cdot D}$$

dove:

- $v$  [m/s] = velocità della corrente;
- $k_s$  [m<sup>1/3</sup>/s] = coefficiente di scabrezza;
- $D$  [m] = diametro della tubazione

Le *perdite di carico concentrate* sono state calcolate secondo la seguente espressione:

$$\Delta h_L = \sum K_i \cdot \frac{v^2}{2g}$$

Ogni tipo di perdita di carico localizzata può essere definita attribuendo un valore al coefficiente K. Il coefficiente K è definito secondo valutazioni sperimentali. In letteratura vi è una ampia trattazione dei valori sperimentali di K per i diversi tipi di perdite di carico localizzate, quali ad esempio curve, imbocchi e sbocchi dalle vasche, valvole di intercettazione a saracinesca o a farfalle, valvole di non ritorno etc.

### 7.2.2 Stramazzi, orifici, salti di fondo

Gli *stramazzi*, siano essi fissi o mobili (paratoie con funzionamento a stramazzo) sono stati dimensionati e verificati idraulicamente secondo la seguente espressione:

$$Q = \mu \cdot L \cdot \Delta h \cdot \sqrt{2g \cdot \Delta h}$$

dove:

- $Q$  (m<sup>3</sup>/s) = portata sfiorata
- $\Delta h$  [m] = tirante idrico sulla soglia di sfioro;
- $L$  [m] = lunghezza della soglia di stramazzo;
- $\mu$  = coefficiente di stramazzo.

La portata defluente da *luci sotto battente* è data dalla seguente espressione:

$$Q = \mu \cdot a \cdot b \cdot \sqrt{2g \cdot \Delta h}$$

dove:

- $\mu$  = coefficiente di efflusso pari a 0.61;
- $a$  [m] = dimensione dell'apertura;
- $b$  [m] = dimensione dell'apertura;
- $\Delta h$  [m] = differenza del livello idrico tra monte e valle della luce sotto battente.

L'altezza del pelo libero in corrispondenza di un *salto di fondo* viene, infine, calcolata sulla base della formula dello stato critico in canale rettangolare riportata in precedenza.

### 7.2.3 Griglie

Indicativamente le perdite di carico attraverso le griglie si possono calcolare secondo la seguente espressione:

$$\Delta h_s = \frac{1}{C} \cdot \left( \frac{v_g^2 - v_c^2}{2g} \right)$$

dove:

- $\Delta h_s$  [m] = perdita di carico attraverso la griglia;
- $v_g$  [m/s] = velocità della corrente attraverso la griglia;
- $v_c$  [m/s] Velocità della corrente nel canale a monte della griglia;
- $C$  = coefficiente empirico, normalmente assunto pari a 0.7 per griglia pulita e 0.6 per griglia sporca

In realtà le perdite di carico vengono fornite dalle case produttrici per ogni diverso modello di griglia, sulla base di prove sperimentali. Generalmente le perdite di carico, che aumentano all'aumentare dell'intasamento della griglia, non superano mai i 20 cm, dislivello oltre il quale si avvia automaticamente il controlavaggio della griglia, riportandola alle condizioni più favorevoli di griglia pulita.

### 7.2.4 Moto uniforme

La verifica idraulica delle condotte di scarico finale, dei by-pass e della rete di drenaggio è stata condotta utilizzando la legge del *moto uniforme*, che di norma si esprime a mezzo della formula di Chézy:

$$V_0 = C_0 \sqrt{R_0 \cdot i}$$

dove:

- $V_0$  = velocità;
- $R_0$  = raggio idraulico (cioè il rapporto fra la sezione liquida  $A_0$  ed il suo contorno bagnato  $P_0$ );
- $i$  = pendenza del fondo;
- $C_0$  = coefficiente determinato con l'espressione di tipo monomio di Gauckler e Strickler

$$C_0 = k R_0^{1/6}$$

nella quale il parametro di scabrezza  $k$  varia in funzione della tipologia di materiale impiegato per la tubazione.

Ai fini della costruzione del profilo idraulico, dalla legge del moto uniforme precedentemente riportata si ricava l'altezza idrica in condotta in funzione del valore di portata  $Q$ :

$$Q = A_0 C_0 \sqrt{R_0 \cdot i}$$

Questa equazione, chiamata *scala delle portate*, lega, infatti, in modo univoco la portata  $Q$  all'altezza del pelo libero  $h_0$ .

### 7.2.5 Risultati di calcolo

Sulla base dei criteri precedentemente esposti si è definito il profilo idraulico dei diversi impianti. In linea generale la verifica dei pretrattamenti e dello scarico finale è stata eseguita considerando la massima portata in tempo di pioggia ( $5Q_m$ ), pari a 5 volte la portata media nera in tempo asciutto, mentre per le successive fasi biologiche si è considerata la  $3 Q_m$  maggiorata, nel comparto biologico e in ingresso alla sedimentazione, del contributo relativo ai fanghi di ricircolo provenienti dalla sedimentazione stessa.

### 7.3 Profilo idraulico Impianto di Gravellona Toce

Il profilo idraulico rappresenta i livelli del pelo libero nelle varie unità di trattamento in condizioni di massima portata di dimensionamento ed è stato calcolato partendo da valle e risalendo verso monte, tenendo conto dei vincoli esistenti, in particolare della quota della tubazione in arrivo dalla fognatura in progetto, delle quote del sedimentatore e della disinfezione esistenti e della quota del recapito finale.

Sulla base dei criteri precedentemente esposti si è definito il profilo idraulico dell'impianto, considerando le seguenti portate:

- Da ingresso impianto a sollevamento al biologico ed a valle pretrattamenti:  $Q_{tot} = 5 Q_{mn} = Q_{max}$
- Da biologico a sedimentazione:  $Q_{tot} = 3 Q_{mn} + Q_R$  (ricircolo fanghi sec.);
- Nei passaggi interni alle vasche biologiche:  $Q_{tot} = 3 Q_{mn} + Q_R + Q_{RI}$  (ricircolo mix aerato se presente)
- Da sedimentazione a scarico finale:  $Q_{tot} = 3Q_{mn}$

Nella tabella sotto riportata sono riassunti i risultati del calcolo idraulico. Nell'elaborato grafico raffigurante il profilo idraulico sono riportati i livelli idrici indicati in tabella.

Come precedentemente spiegato si è proceduto partendo da valle verso monte. Per quanto riguarda le griglie ed i filtri si sono considerati dei valori cautelativi di perdita di carico tenendo conto delle indicazioni del fornitore.

La tabella è redatta seguendo il processo di calcolo illustrato.

<b>Quota soglia uscita disinfezione</b>	<b>196.90 m</b>
n soglie	1 -
L	3.00 m
Q	0.313 mc/s
mu	0.41
h	0.15 m
<b>Livello nella vasca di disinfezione</b>	<b>197.05 m</b>
distanza vecchia soglia uscita - fondo vasca	1.60 m
<b>quota fondo vasca disinfezione</b>	<b>195.82 m</b>
distanza soglia uscita - fondo pozzetto uscita disinfezione	2.50 m
<b>quota fondo pozzetto uscita disinfezione</b>	<b>194.92 m</b>

<u>Tubo di collegamento tra due vasche di clorazione</u>		
Q	0.313	mc/s
DN	0.80	m
A	0.503	m <sup>2</sup>
v	0.622	m/s
termine cinetico	0.020	m
<i>perdite di carico distribuite (Gauckler-Strickler)</i>		
L	1.00	m
k	77	-
J	0.0006	m/m
Hdistr	0.001	m
<i>perdite di carico concentrate</i>		k
imbocco	1	0.5
sbocco	1	1
curva a 45°	0	0.26
curva a 90°	0	0.41
	1.50	
T ot. K	1.50	-
Hconc	0.030	m
delta H tot	0.030	m
<b>Livello nella vasca di disinfezione aggiuntiva</b>	<b>197.08</b>	<b>m</b>
<b>Livello nella vasca di disinfezione zona di monte</b>	<b>197.11</b>	<b>m</b>
<u>Luce sotto battente per installazione paratoia (se chiudo va in by-pass)</u>		
n	1.00	-
L	1.00	m
H	1.00	m
delta h	0.013	m
mu	0.61	-
Q	0.313	m <sup>3</sup> /s
Q cfr	0.313	m <sup>3</sup> /s
<b>Quota pozzetto ingresso disinfezione</b>	<b>197.12</b>	<b>m</b>

<u>Uscita filtrazione - vasca di disinfezione</u>		
Q	0.313	mc/s
DN	0.70	m
A	0.385	m <sup>2</sup>
v	0.812	m/s
termine cinetico	0.034	m
<i>perdite di carico distribuite (Gauckler-Strickler)</i>		
L	34.50	m
k	77	-
J	0.0011	m/m
Hdistr	0.039	m
<i>perdite di carico concentrate</i>		k
imbocco	1	0.5
sbocco	1	1
curva a 45°	1	0.26
curva a 90°	2	0.41
	2.58	
T ot. K	3.00	-
Hconc	0.101	m
delta H tot	0.140	m
<b>Livello nel pozzetto di uscita filtrazione</b>	<b>197.26</b>	<b>m</b>
<b>Quota stramazzo in uscita filtrazione</b>	<b>197.45</b>	<b>m</b>
Numero di macchine	3.00	-
Q singolo filtro	0.104	m <sup>3</sup> /s
L stramazzo uscita	2.50	m
mu	0.41	-
h	0.08	m
<b>Livello canale uscita filtrazione</b>	<b>197.53</b>	<b>m</b>
<b>Quota fondo canale uscita filtrazione</b>	<b>196.15</b>	<b>m</b>
<b>Quota fondo vasca filtrazione</b>	<b>195.25</b>	<b>m</b>

Max livello operativo in filtrazione	197.70	m
Max livello di troppo pieno in filtrazione	197.89	m
L	0.8	m
L canale alimentazione	1	m
v	0.8	m/s
A canale alimentazione	0.39	m <sup>2</sup>
h canale alimentazione	0.39	m
Quota gradino annegato=quota fondo canale	197.45	m
Q	0.104	mc/s
hc	0.12	m
H	0.180	m
Abagnata max canale	0.14	m <sup>2</sup>
v canale Qmax	0.72	m/s
v <sup>2</sup> /2g	0.03	m
h	0.15	m
Livello monte filtro	197.85	m

Uscita sedimentatori - ingresso terziari	secondario	terziario da usare come secondario	
% di alimentazione vasca rispetto alla Q totale	50	50	%
Q	0.156	0.156	mc/s
DN	0.50	0.50	m
A	0.196	0.196	m <sup>2</sup>
v	0.796	0.796	m/s
termine cinetico	0.032	0.032	m
perdite di carico distribuite (Gauckler-Strickler)			
L	52.00	43.00	m
k	77	77	-
J	0.0017	0.0017	m/m
Hdistr	0.089	0.073	m
perdite di carico concentrate			k
imbocco	1	2	0.5
sbocco	1	2	1
curva a 45°	0	1	0.26
curva a 90°	1	1	0.41
	1.91	3.67	
Tot. K	2.00	4.00	-
Hconc	0.065	0.129	m
delta H tot	0.153	0.203	m
Livello nel pozzetto di uscita sedimentatore	198.01	198.06	m
max livello compatibile con lo stramazzo esistente	198.50	198.08	m

## Relazione Tecnica di Processo ed Idraulica

Dicembre 2019

Pag. 74

Ripartitore - ingresso sedimentatori	secondario	terziario da usare come secondario	
% di alimentazione vasca rispetto alla Q totale	50	50	%
Q	0.281	0.281	mc/s
	tratto esistente		
DN	0.60	0.50	m
A	0.283	0.196	m <sup>2</sup>
v	0.995	1.432	m/s
termine cinetico	0.050	0.105	m
perdite di carico distribuite (Gauckler-Strickler)			
L	21.00	19.00	m
k	77	77	-
J	0.0021	0.0055	m/m
Hdistr	0.044	0.105	m
perdite di carico concentrate			k
imbocco	1	1	0.5
sbocco	1	1	1
curva a 45°	0	0	0.26
curva a 90°	1	1	0.41
	1.91	1.91	
Tot. K	2.00	2.00	-
Hconc	0.101	0.209	m
delta H tot	0.14	0.31	m
	tratto in progetto		
DN	0.60	0.60	m
A	0.283	0.283	m <sup>2</sup>
v	0.995	0.995	m/s
termine cinetico	0.050	0.050	m
perdite di carico distribuite (Gauckler-Strickler)			
L	19.50	21.50	m
k	77	77	-
J	0.0021	0.0021	m/m
Hdistr	0.041	0.045	m
perdite di carico concentrate			k
imbocco	1	1	0.5
sbocco	1	1	1
curva a 45°	0	0	0.26
curva a 90°	0	0	0.41
	1.50	1.50	
Tot. K	1.50	1.50	-
Hconc	0.076	0.076	m
delta H tot	0.116	0.121	m
delta H tot tratto	0.261	0.435	m
livello valle ripartizione	199.20	198.95	m



Ripartitore	secondario	terziario da usare come secondario	
% di alimentazione vasca rispetto alla Q totale	50	50	%
Q	0.281	0.281	mc/s
L stramazzo	2.50	1.50	m
mu	0.41	0.41	-
h	0.16	0.22	m
<b>Quota stramazzo</b>	<b>199.40</b>	<b>199.34</b>	<b>m</b>
<b>livello sullo stramazzo</b>	<b>199.56</b>	<b>199.56</b>	<b>m</b>

Uscita biologico-ripartitore alla sedimentazione	linee nuove	linea vecchia	
$Q=3Q_m+Q_r+Q_{terziari}$	0.588	0.147	mc/s
DN	1.00	0.50	m
A	0.785	0.196	m <sup>2</sup>
v	0.748	0.748	m/s
termine cinetico	0.029	0.029	m
<i>perdite di carico distribuite (Gauckler-Strickler)</i>			
L	10.60	18.50	m
k	77	77	-
J	0.0006	0.0015	m/m
H <sub>distr</sub>	0.006	0.028	m
<i>perdite di carico concentrate</i>			k
imbocco	1	1	0.5
sbocco	1	1	1
curva a 45°	0	0	0.26
curva a 90°	0	0	0.41
	1.50	1.50	
Tot. K	1.50	1.50	-
H <sub>conc</sub>	0.043	0.043	m
delta H tot	0.049	0.071	m
<b>Livello nella canaletta di uscita al biologico</b>	<b>199.61</b>	<b>199.63</b>	<b>m</b>

<u>Canaletta di uscita dalle linee biologiche</u>		
L max	49.40	m
p	0.001	-
La	1.50	m
<b>Livello max a monte nella canaletta di uscita al biologico</b>	<b>199.66</b>	<b>m</b>

Uscita dalla singola vasca		
	linea 1=2=3=4	
n linee biologico	4	-
$Q=3Q_m+Q_r+Q_{terziari}$	0.147	mc/s
L stramazzo	12.70	m
$\mu$	0.41	-
h	0.03	m
Quota stramazzo	200.00	m
livello nel nuovo biologico	200.03	m
h biologico	5.50	m
quota fondo biologico	194.53	m
quota soglia ingresso vecchia linea	199.15	m
livello vecchio biologico	200.05	m

Tubazioni di alimentazione biologico	ingresso a metà dell'h della vasca					
	linea 1	linea 2	linea 3	linea 4	vecchia linea	
$Q=3Q_m+Q_r+Q_{terziari}$	0.147	0.147	0.147	0.147	0.147	mc/s
DN	0.50	0.50	0.50	0.50	0.50	m
A	0.196	0.196	0.196	0.196	0.196	m <sup>2</sup>
v	0.748	0.748	0.748	0.748	0.748	m/s
termine cinetico	0.029	0.029	0.029	0.029	0.029	m
perdite di carico distribuite (Gaukler-Strickler)						
L	16.00	4.00	17.00	30.00	64.00	m
k	77	77	77	77	77	-
J	0.0015	0.0015	0.0015	0.0015	0.0015	m/m
Hdistr	0.024	0.006	0.026	0.045	0.097	m
perdite di carico concentrate						k
imbocco	1	1	1	1	1	0.5
sbocco	1	1	1	1	1	1
curva a 45°	0	0	0	0	2	0.26
curva a 90°	2	0	2	1	1	0.41
	2.32	1.50	2.32	1.91	2.43	
Tot. K	2.50	1.50	2.50	2.00	2.50	-
Hconc	0.071	0.043	0.071	0.057	0.071	m
delta H tot	0.095	0.049	0.097	0.102	0.168	m
Livello a valle del ripartitore	200.13	200.08	200.13	200.14	200.22	m

Ripartitore		
n linee biologico	4	-
$Q=3Q_m+Q_r+Q_{terziari}$	0.147	mc/s
L stramazzo	1.50	m
$\mu$	0.41	-
h	0.14	m
Quota stramazzo	200.40	m
livello monte stramazzo	200.54	m

<u>deflettore</u>		
L	9.20	m
H	1.50	m
delta h	0.00025	m
mu	0.61	
Q=3Qm+Qr+Qterziari	0.588	mc/s
Q	0.589	m3/s
<u>stramazzo a partizione</u>		
Q=3Qm	0.313	mc/s
L stramazzo	7.20	m
mu	0.41	-
h	0.08	m
<b>Quota stramazzo</b>	<b>200.65</b>	<b>m</b>
<b>livello monte stramazzo</b>	<b>200.73</b>	<b>m</b>
<u>Con sedimentazione primaria futura</u>		
perdita nel passaggio da canale raccolta sedim. a vascone	0.05	m
<b>livello canale di scarico sedimentatori</b>	<b>200.78</b>	<b>m</b>
<b>quota platea sedimentatori</b>	<b>201.3</b>	<b>m</b>
<b>fondo canale di alimentazione sedimentatori</b>	<b>202.30</b>	<b>m</b>
<b>livello nel canale di alimentazione sedimentatori</b>	<b>202.68</b>	<b>m</b>
<b>livello assunto nel canale di alimentazione sedimentatori</b>	<b>202.70</b>	<b>m</b>
<b>fondo canale di scarico sedimentatori</b>	<b>200.42</b>	<b>m</b>
<u>Lotto 1: by-pass sedimentazione primaria</u>		
L gradino	2.00	m
Q=5Qm	0.521	mc/s
hc	0.19	m
H	0.29	m
A bagnata max canale	0.57	m2
v canale Qmax	0.91	m/s
v2/2g	0.04	m
h	0.24	m
<b>Quota fondo gradino</b>	<b>202.30</b>	<b>m</b>
<b>livello monte gradino</b>	<b>202.54</b>	<b>m</b>
quota hc sul gradino	202.49	m

<u>Uscita pretrattamenti - sedimentazione primaria</u>		
Q	0.521	mc/s
DN	1.00	m
A	0.785	m <sup>2</sup>
v	0.663	m/s
termine cinetico	0.022	m
<i>perdite di carico distribuite (Gauckler-Strickler)</i>		
L	3.10	m
k	77	-
J	0.0005	m/m
Hdistr	0.001	m
<i>perdite di carico concentrate</i>		k
imbocco	1	0.5
sbocco	1	1
curva a 45°	0	0.26
curva a 90°	0	0.41
	1.50	
Tot. K	1.50	-
Hconc	0.034	m
delta H tot	0.035	m

Livello nel pozzetto di uscita pretrattamenti	202.58 m	Lotto 1
	202.74 m	con sedimentazione primaria futura
<u>Uscita dissabbiatura</u>		
L Bazin	3.00	m
Q	0.260	m <sup>3</sup> /s
mu	0.41	-
h	0.13	m
quota stramazzo Bazin	203.00	m
livello sullo stramazzo = livello nel dissabbiatore	203.13	m

<u>Ingresso dissabbiatore</u>		
L	1	m
Q	0.260	mc/s
hc	0.19	m
H	0.29	m
A bagnata max canale	0.29	m <sup>2</sup>
v canale Qmax	0.91	m/s
v <sup>2</sup> /2g	0.04	m
h	0.24	m
<b>Quota fondo gradino</b>	<b>203.25</b>	<b>m</b>
<b>max livello monte</b>	<b>203.54</b>	<b>m</b>
<b>quota hc sul gradino</b>	<b>203.44</b>	<b>m</b>
<u>By-pass dissabbiatore</u>		
L	1.5	m
Q	0.521	mc/s
hc	0.23	m
H	0.35	m
<i>oppure, con il moto uniforme</i>		
h	0.38	m
<b>livello nel canale di by-pass</b>	<b>203.63</b>	<b>m</b>
<u>Grigliatura fine</u>		
L canale monte/valle	1.00	m
L canale griglia	2.00	m
<b>quota fondo canale</b>	<b>203.70</b>	<b>m</b>
livello canale valle	204.10	m
	203.89	m
perdita per restringimento graduale (D/d=2)	0.001	m
livello valle griglia fine	203.89	m
<b>max livello monte griglia a griglia pulita</b>	<b>204.20</b>	<b>m</b>
<b>max livello monte griglia a griglia intasata</b>	<b>204.45</b>	<b>m</b>
hm	0.75	m
vm	0.35	m/s
perdita per allargamento graduale (D/d=2)	0.003	m
livello max canale imbocco canale griglia	204.45	m
h v	0.75	m
A	0.75	m/s
w	0.35	m/s
perdita per brusco restringimento	0.01	m
<b>max h vasca di monte griglie fini</b>	<b>204.46</b>	<b>m</b>

<b>POMPA SINGOLA</b>		
livello minimo sollevamento	193.00	mslm
quota recapito	205.88	mslm
Q pompa	174	l/s
Q tot.	520.8	l/s
<b>prevalenza geodetica</b>	<b>12.88</b>	<b>m</b>
<b>SINGOLA MANDATA</b>		
diametro mandata	350	mm
lunghezza mandata	15	m
scabrezza Strickler	80	
coefficiente Strickler	53.3	
velocità	1.80	m/s
<b>PERDITE DISTRIBUITE</b>		
cadente J	0.013	m/m
perdita distribuita	0.196	m
<b>PERDITE CONCENTRATE</b>		
k concentrate totale	2.00	
Dhconc	0.33	m
<b>PERDITE DI CARICO TOTALI</b>	<b>13.41</b>	<b>m</b>

numero pompe attive	3	
Qp	0.174	mc/s
Qp pompa	625.00	mc/h
z	8	-
V utile singolo	19.53	mc
delta H	0.3	mc
A	6	m
B	3.5	m
S	21	mq
V tot	32.13	mc
h utile	1.53	m
h reale	1.60	m
V reale	33.60	mc



<b>livello max accettabile in vasca di sollevamento iniziale</b>	<b>194.60</b>	<b>m</b>
<b>livello minimo in vasca di sollevamento iniziale</b>	<b>193.00</b>	<b>m</b>
quota fondo vasca sollevamento iniziale	192.50	m
<b>max livello accettabile in ingresso</b>	<b>195.41</b>	<b>m</b>
perdita per brusco restringimento	0.01	m
<b>max livello monte griglie</b>	<b>195.40</b>	<b>m</b>
max h monte griglia grossolana	0.600	m
fondo canale griglie grossolane	194.80	m
livello valle griglie	0.300	m
<b>livello valle griglia</b>	<b>195.10</b>	<b>m</b>
<b>quota f.t. ingresso pretrattamenti</b>	<b>195.46</b>	<b>m</b>
p.c. zona pretrattamenti	199.50	m
profondità tubo in ingresso a pretrattamenti	4.04	m
h uniforme	0.38	m
<b>livello nel tubo in ingresso</b>	<b>195.84</b>	<b>m</b>
v uniforme	1.90	m
Q	0.521	mc/s

# ALLEGATO 1: PRINCIPALI PARAMETRI MODELLO DI SIMULAZIONE DINAMICO

## Global Parameters

### Common

Name	Default	Value	
Hydrolysis rate [1/d]	2.1000	2.1000	1.0290
Hydrolysis half sat. [-]	0.0600	0.0600	1.0000
Anoxic hydrolysis factor [-]	0.2800	0.2800	1.0000
Anaerobic hydrolysis factor (AS) [-]	0.0400	0.0400	1.0000
Anaerobic hydrolysis factor (AD) [-]	0.5000	0.5000	1.0000
Adsorption rate of colloids [L/(mgCOD d)]	0.1500	0.1500	1.0290
Ammonification rate [L/(mgCOD d)]	0.0800	0.0800	1.0290
Assimilative nitrate/nitrite reduction rate [1/d]	0.5000	0.5000	1.0000
Endogenous products decay rate [1/d]	0	0	1.0000

### AOB

Name	Default	Value	
Max. spec. growth rate [1/d]	0.9000	0.9000	1.0720
Substrate (NH4) half sat. [mgN/L]	0.7000	0.7000	1.0000
Byproduct NH4 logistic slope [-]	50.0000	50.0000	1.0000
Byproduct NH4 inflection point [mgN/L]	1.4000	1.4000	1.0000
AOB denite DO half sat. [mg/L]	0.1000	0.1000	1.0000
AOB denite HNO2 half sat. [mgN/L]	5.000E-6	5.000E-6	1.0000
Aerobic decay rate [1/d]	0.1700	0.1700	1.0290
Anoxic/anaerobic decay rate [1/d]	0.0800	0.0800	1.0290
KiHNO2 [mmol/L]	0.0050	0.0050	1.0000

### NOB

Name	Default	Value	
Max. spec. growth rate [1/d]	0.7000	0.7000	1.0600
Substrate (NO2) half sat. [mgN/L]	0.1000	0.1000	1.0000
Aerobic decay rate [1/d]	0.1700	0.1700	1.0290
Anoxic/anaerobic decay rate [1/d]	0.0800	0.0800	1.0290
KiNH3 [mmol/L]	0.0750	0.0750	1.0000

## AAO

Name	Default	Value	
Max. spec. growth rate [1/d]	0.2000	0.2000	1.1000
Substrate (NH4) half sat. [mgN/L]	2.0000	2.0000	1.0000
Substrate (NO2) half sat. [mgN/L]	1.0000	1.0000	1.0000
Aerobic decay rate [1/d]	0.0190	0.0190	1.0290
Anoxic/anaerobic decay rate [1/d]	0.0095	0.0095	1.0290
Ki Nitrite [mgN/L]	1000.0000	1000.0000	1.0000
Nitrite sensitivity constant [L / (d mgN) ]	0.0160	0.0160	1.0000

## OHO

Name	Default	Value	
Max. spec. growth rate [1/d]	3.2000	3.2000	1.0290
Substrate half sat. [mgCOD/L]	5.0000	5.0000	1.0000
Anoxic growth factor [-]	0.5000	0.5000	1.0000
Denite N2 producers (NO3 or NO2) [-]	0.5000	0.5000	1.0000
Aerobic decay rate [1/d]	0.6200	0.6200	1.0290
Anoxic decay rate [1/d]	0.2330	0.2330	1.0290
Anaerobic decay rate [1/d]	0.1310	0.1310	1.0290
Fermentation rate [1/d]	1.6000	1.6000	1.0290
Fermentation half sat. [mgCOD/L]	5.0000	5.0000	1.0000
Fermentation growth factor (AS) [-]	0.2500	0.2500	1.0000
Free nitrous acid inhibition [mol/L]	1.000E-7	1.000E-7	1.0000

## Methylotrophs

Name	Default	Value	
Max. spec. growth rate [1/d]	1.3000	1.3000	1.0720
Methanol half sat. [mgCOD/L]	0.5000	0.5000	1.0000
Denite N2 producers (NO3 or NO2) [-]	0.5000	0.5000	1.0000
Aerobic decay rate [1/d]	0.0400	0.0400	1.0290
Anoxic/anaerobic decay rate [1/d]	0.0300	0.0300	1.0290
Free nitrous acid inhibition [mmol/L]	1.000E-7	1.000E-7	1.0000

## PAO

Name	Default	Value	
Max. spec. growth rate [1/d]	0.9500	0.9500	1.0000
Max. spec. growth rate, P-limited [1/d]	0.4200	0.4200	1.0000

Substrate half sat. [mgCOD(PHB)/mgCOD(Zbp)]	0.1000	0.1000	1.0000
Substrate half sat., P-limited [mgCOD(PHB)/mgCOD(Zbp)]	0.0500	0.0500	1.0000
Magnesium half sat. [mgMg/L]	0.1000	0.1000	1.0000
Cation half sat. [mmol/L]	0.1000	0.1000	1.0000
Calcium half sat. [mgCa/L]	0.1000	0.1000	1.0000
Aerobic/anoxic decay rate [1/d]	0.1000	0.1000	1.0000
Aerobic/anoxic maintenance rate [1/d]	0	0	1.0000
Anaerobic decay rate [1/d]	0.0400	0.0400	1.0000
Anaerobic maintenance rate [1/d]	0	0	1.0000
Sequestration rate [1/d]	4.5000	4.5000	1.0000
Anoxic growth factor [-]	0.3300	0.3300	1.0000

## Acetogens

Name	Default	Value	
Max. spec. growth rate [1/d]	0.2500	0.2500	1.0290
Substrate half sat. [mgCOD/L]	10.0000	10.0000	1.0000
Acetate inhibition [mgCOD/L]	10000.0000	10000.0000	1.0000
Anaerobic decay rate [1/d]	0.0500	0.0500	1.0290
Aerobic/anoxic decay rate [1/d]	0.5200	0.5200	1.0290

## Methanogens

Name	Default	Value	
Acetoclastic max. spec. growth rate [1/d]	0.3000	0.3000	1.0290
H2-utilizing max. spec. growth rate [1/d]	1.4000	1.4000	1.0290
Acetoclastic substrate half sat. [mgCOD/L]	100.0000	100.0000	1.0000
Acetoclastic methanol half sat. [mgCOD/L]	0.5000	0.5000	1.0000
H2-utilizing CO2 half sat. [mmol/L]	0.1000	0.1000	1.0000
H2-utilizing substrate half sat. [mgCOD/L]	1.0000	1.0000	1.0000
H2-utilizing methanol half sat. [mgCOD/L]	0.5000	0.5000	1.0000
Acetoclastic propionic inhibition [mgCOD/L]	10000.0000	10000.0000	1.0000
Acetoclastic anaerobic decay rate [1/d]	0.1300	0.1300	1.0290
Acetoclastic aerobic/anoxic decay rate [1/d]	0.6000	0.6000	1.0290
H2-utilizing anaerobic decay rate [1/d]	0.1300	0.1300	1.0290
H2-utilizing aerobic/anoxic decay rate [1/d]	2.8000	2.8000	1.0290

## pH

Name	Default	Value
OHO low pH limit [-]	4.0000	4.0000
OHO high pH limit [-]	10.0000	10.0000

Methylotrophs low pH limit [-]	4.0000	4.0000
Methylotrophs high pH limit [-]	10.0000	10.0000
Autotrophs low pH limit [-]	5.5000	5.5000
Autotrophs high pH limit [-]	9.5000	9.5000
PAO low pH limit [-]	4.0000	4.0000
PAO high pH limit [-]	10.0000	10.0000
OHO low pH limit (anaerobic) [-]	5.5000	5.5000
OHO high pH limit (anaerobic) [-]	8.5000	8.5000
Propionic acetogens low pH limit [-]	4.0000	4.0000
Propionic acetogens high pH limit [-]	10.0000	10.0000
Acetoclastic methanogens low pH limit [-]	5.0000	5.0000
Acetoclastic methanogens high pH limit [-]	9.0000	9.0000
H2-utilizing methanogens low pH limit [-]	5.0000	5.0000
H2-utilizing methanogens high pH limit [-]	9.0000	9.0000

## Switches

Name	Default	Value
OHO DO half sat. [mgO2/L]	0.1500	0.1000
PAO DO half sat. [mgO2/L]	0.0500	0.0500
Anoxic/anaerobic NOx half sat. [mgN/L]	0.1500	0.1500
AOB DO half sat. [mgO2/L]	0.2500	0.2500
NOB DO half sat. [mgO2/L]	0.5000	0.5000
AAO DO half sat. [mgO2/L]	0.0100	0.0100
Anoxic NO3(->NO2) half sat. [mgN/L]	0.1000	0.1000
Anoxic NO3(->N2) half sat. [mgN/L]	0.0500	0.0500
Anoxic NO2(->N2) half sat. [mgN/L]	0.0100	0.0100
NH3 nutrient half sat. [mgN/L]	0.0050	0.0050
PolyP half sat. [mgP/mgCOD]	0.0100	0.0100
VFA sequestration half sat. [mgCOD/L]	5.0000	5.0000
P uptake half sat. [mgP/L]	0.1500	0.1500
P nutrient half sat. [mgP/L]	0.0010	0.0010
Autotroph CO2 half sat. [mmol/L]	0.1000	0.1000
H2 low/high half sat. [mgCOD/L]	1.0000	1.0000
Propionic acetogens H2 inhibition [mgCOD/L]	5.0000	5.0000
Synthesis anion/cation half sat. [meq/L]	0.0100	0.0100

## Common

Name	Default	Value
Biomass volatile fraction (VSS/TSS)	0.9200	0.9200
Endogenous residue volatile fraction (VSS/TSS)	0.9200	0.9200
N in endogenous residue [mgN/mgCOD]	0.0700	0.0700
P in endogenous residue [mgP/mgCOD]	0.0220	0.0220
Endogenous residue COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.4200	1.4200

Particulate substrate COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.6000	1.6000
Particulate inert COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.6000	1.6000
Molecular weight of other anions [mg/mmol]	35.5000	35.5000
Molecular weight of other cations [mg/mmol]	39.1000	39.1000

## AOB

Name	Default	Value
Yield [mgCOD/mgN]	0.1500	0.1500
AOB denite NO <sub>2</sub> fraction as TEA [-]	0.5000	0.5000
Byproduct NH <sub>4</sub> fraction to N <sub>2</sub> O [-]	0.0025	0.0025
N in biomass [mgN/mgCOD]	0.0700	0.0700
P in biomass [mgP/mgCOD]	0.0220	0.0220
Fraction to endogenous residue [-]	0.0800	0.0800
COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.4200	1.4200

## NOB

Name	Default	Value
Yield [mgCOD/mgN]	0.0900	0.0900
N in biomass [mgN/mgCOD]	0.0700	0.0700
P in biomass [mgP/mgCOD]	0.0220	0.0220
Fraction to endogenous residue [-]	0.0800	0.0800
COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.4200	1.4200

## AAO

Name	Default	Value
Yield [mgCOD/mgN]	0.1140	0.1140
Nitrate production [mgN/mgBiomassCOD]	2.2800	2.2800
N in biomass [mgN/mgCOD]	0.0700	0.0700
P in biomass [mgP/mgCOD]	0.0220	0.0220
Fraction to endogenous residue [-]	0.0800	0.0800
COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.4200	1.4200

## OHO

Name	Default	Value
------	---------	-------

Yield (aerobic) [-]	0.6660	0.6660
Yield (fermentation, low H <sub>2</sub> ) [-]	0.1000	0.1000
Yield (fermentation, high H <sub>2</sub> ) [-]	0.1000	0.1000
H <sub>2</sub> yield (fermentation low H <sub>2</sub> ) [-]	0.3500	0.3500
H <sub>2</sub> yield (fermentation high H <sub>2</sub> ) [-]	0	0
Propionate yield (fermentation, low H <sub>2</sub> ) [-]	0	0
Propionate yield (fermentation, high H <sub>2</sub> ) [-]	0.7000	0.7000
CO <sub>2</sub> yield (fermentation, low H <sub>2</sub> ) [-]	0.7000	0.7000
CO <sub>2</sub> yield (fermentation, high H <sub>2</sub> ) [-]	0	0
N in biomass [mgN/mgCOD]	0.0700	0.0700
P in biomass [mgP/mgCOD]	0.0220	0.0220
Endogenous fraction - aerobic [-]	0.0800	0.0800
Endogenous fraction - anoxic [-]	0.1030	0.1030
Endogenous fraction - anaerobic [-]	0.1840	0.1840
COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.4200	1.4200
Yield (anoxic) [-]	0.5400	0.5400
Yield propionic (aerobic) [-]	0.6400	0.6400
Yield propionic (anoxic) [-]	0.4600	0.4600
Yield acetic (aerobic) [-]	0.6000	0.6000
Yield acetic (anoxic) [-]	0.4300	0.4300
Yield methanol (aerobic) [-]	0.5000	0.5000
Adsorp. max. [-]	1.0000	1.0000
Max fraction to N <sub>2</sub> O at high FNA over nitrate [-]	0.0500	0.0500
Max fraction to N <sub>2</sub> O at high FNA over nitrite [-]	0.1000	0.1000

## Methylotrophs

Name	Default	Value
Yield (anoxic) [-]	0.4000	0.4000
N in biomass [mgN/mgCOD]	0.0700	0.0700
P in biomass [mgP/mgCOD]	0.0220	0.0220
Fraction to endogenous residue [-]	0.0800	0.0800
COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.4200	1.4200
Max fraction to N <sub>2</sub> O at high FNA over nitrate [-]	0.1000	0.1000
Max fraction to N <sub>2</sub> O at high FNA over nitrite [-]	0.1500	0.1500

## PAO

Name	Default	Value
Yield (aerobic) [-]	0.6390	0.6390
Yield (anoxic) [-]	0.5200	0.5200
Aerobic P/PHA uptake [mgP/mgCOD]	0.9300	0.9300
Anoxic P/PHA uptake [mgP/mgCOD]	0.3500	0.3500
Yield of PHA on sequestration [-]	0.8890	0.8890
N in biomass [mgN/mgCOD]	0.0700	0.0700

N in sol. inert [mgN/mgCOD]	0.0700	0.0700
P in biomass [mgP/mgCOD]	0.0220	0.0220
Fraction to endogenous part. [-]	0.2500	0.2500
Inert fraction of endogenous sol. [-]	0.2000	0.2000
P/Ac release ratio [mgP/mgCOD]	0.5100	0.5100
COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.4200	1.4200
Yield of low PP [-]	0.9400	0.9400
Mg to P mole ratio in polyphosphate [mmolMg/mmolP]	0.3000	0.3000
Cation to P mole ratio in polyphosphate [meq/mmolP]	0.1500	0.1500
Ca to P mole ratio in polyphosphate [mmolCa/mmolP]	0.0500	0.0500
Cation to P mole ratio in organic phosphate [meq/mmolP]	0.0100	0.0100

## Acetogens

Name	Default	Value
Yield [-]	0.1000	0.1000
H2 yield [-]	0.4000	0.4000
CO2 yield [-]	1.0000	1.0000
N in biomass [mgN/mgCOD]	0.0700	0.0700
P in biomass [mgP/mgCOD]	0.0220	0.0220
Fraction to endogenous residue [-]	0.0800	0.0800
COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.4200	1.4200

## Methanogens

Name	Default	Value
Acetoclastic yield [-]	0.1000	0.1000
Methanol acetoclastic yield [-]	0.1000	0.1000
H2-utilizing yield [-]	0.1000	0.1000
Methanol H2-utilizing yield [-]	0.1000	0.1000
N in acetoclastic biomass [mgN/mgCOD]	0.0700	0.0700
N in H2-utilizing biomass [mgN/mgCOD]	0.0700	0.0700
P in acetoclastic biomass [mgP/mgCOD]	0.0220	0.0220
P in H2-utilizing biomass [mgP/mgCOD]	0.0220	0.0220
Acetoclastic fraction to endog. residue [-]	0.0800	0.0800
H2-utilizing fraction to endog. residue [-]	0.0800	0.0800
Acetoclastic COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.4200	1.4200
H2-utilizing COD:VSS ratio [mgCOD/mgVSS]	1.4200	1.4200

## Mass transfer

Name	Default	Value
Kl for H2 [m/d]	17.0000	17.0000 1.0240

Kl for CO2 [m/d]	10.0000	10.0000 1.0240
Kl for NH3 [m/d]	1.0000	1.0000 1.0240
Kl for CH4 [m/d]	8.0000	8.0000 1.0240
Kl for N2 [m/d]	15.0000	15.0000 1.0240
Kl for N2O [m/d]	8.0000	8.0000 1.0240
Kl for O2 [m/d]	13.0000	13.0000 1.0240

## Henry's law constants

Name	Default	Value
CO2 [M/atm]	3.4000E-2	3.4000E-2 2400.0000
O2 [M/atm]	1.3000E-3	1.3000E-3 1500.0000
N2 [M/atm]	6.5000E-4	6.5000E-4 1300.0000
N2O [M/atm]	2.5000E-2	2.5000E-2 2600.0000
NH3 [M/atm]	5.8000E+1	5.8000E+1 4100.0000
CH4 [M/atm]	1.4000E-3	1.4000E-3 1600.0000
H2 [M/atm]	7.8000E-4	7.8000E-4 500.0000

## Properties constants

Name	Default	Value
K in Viscosity = $K e^{(E_a/RT)}$ [Pa s]	6.849E-7	6.849E-7
Ea in Viscosity = $K e^{(E_a/RT)}$ [J/mol]	1.780E+4	1.780E+4
Y in ML Viscosity = H2O viscosity * (1+A*MLSS^Y) [-]	1.0000	1.0000
A in ML Viscosity = H2O viscosity * (1+A*MLSS^Y) [m3/g]	1.000E-7	1.000E-7
A in ML Density = H2O density + A*MLSS [(kg/m3)/(g/m3)]	3.248E-4	3.248E-4
A in Antoine equn. [T in K, P in Bar {NIST}]	5.2039	5.2039
B in Antoine equn. [T in K, P in Bar {NIST}]	1733.9260	1733.9260
C in Antoine equn. [T in K, P in Bar {NIST}]	-39.5	-39.5

## Chemical precipitation rates

Name	Default	Value
Struvite precipitation rate [1/d]	3.000E+10	3.000E+10 1.0240
Struvite redissolution rate [1/d]	3.000E+11	3.000E+11 1.0240
Struvite half sat. [mgTSS/L]	1.0000	1.0000 1.0000
HDP precipitation rate [L/(mol P d)]	1.000E+8	1.000E+8 1.0000
HDP redissolution rate [L/(mol P d)]	1.000E+8	1.000E+8 1.0000
HAP precipitation rate [molHDP/(L d)]	5.000E-4	5.000E-4 1.0000



## Chemical precipitation constants

Name	Default	Value
Struvite solubility constant [mol/L]	6.918E-14	6.918E-14
HDP solubility product [mol/L]	2.750E-22	2.750E-22
HDP half sat. [mgTSS/L]	1.0000	1.0000
Equilibrium soluble PO4 with Al dosing at pH 7 [mgP/L]	0.0100	0.0100
Al to P ratio [molAl/molP]	0.8000	0.8000
Al(OH)3 solubility product [mol/L]	1.259E+9	1.259E+9
AlHPO4+ dissociation constant [mol/L]	7.943E-13	7.943E-13
Equilibrium soluble PO4 with Fe dosing at pH 7 [mgP/L]	0.0100	0.0100
Fe to P ratio [molFe/molP]	1.6000	1.6000
Fe(OH)3 solubility product [mol/L]	0.0500	0.0500
FeH2PO4++ dissociation constant [mol/L]	5.012E-22	5.012E-22

## Aeration

Name	Default	Value
Surface pressure [kPa]	101.3250	98.8500
Fractional effective saturation depth (Fed) [-]	0.3250	0.3000
Supply gas CO2 content [vol. %]	0.0350	0.0350
Supply gas O2 [vol. %]	20.9500	20.9500
Off-gas CO2 [vol. %]	2.0000	2.0000
Off-gas O2 [vol. %]	18.8000	19.0000
Off-gas H2 [vol. %]	0	0
Off-gas NH3 [vol. %]	0	0
Off-gas CH4 [vol. %]	0	0
Off-gas N2O [vol. %]	0	0
Surface turbulence factor [-]	2.0000	2.0000
Set point controller gain []	1.0000	1.0000

## Blower

Name	Default	Value
Intake filter pressure drop [kPa]	3.5000	3.5000
Pressure drop through distribution system (piping/valves) [kPa]	3.0000	3.0000
Adiabatic/polytropic compression exponent (1.4 for adiabatic)	1.4000	1.4000
'A' in blower efficiency = $A + B \cdot Q_a + C \cdot (Q_a^2) [-]$	0.7500	0.7500
'B' in blower efficiency = $A + B \cdot Q_a + C \cdot (Q_a^2) [-]$ [(m3/hr (20C, 1 atm)) ]	0	0
'C' in blower efficiency = $A + B \cdot Q_a + C \cdot (Q_a^2) [-]$ [(m3/hr (20C, 1 atm))^2 ]	0	0

## Diffuser

Name	Default	Value
k1 in $C = k1(PC)^{0.25} + k2$	1.2400	1.1000
k2 in $C = k1(PC)^{0.25} + k2$	0.8960	0.8960
Y in $Kla = C \cdot U_{sg} \cdot Y - U_{sg} \cdot in$ [m3/(m2 d)]	0.8880	0.8880
Area of one diffuser [m2]	0.0410	0.0410
Diffuser mounting height [m]	0.2500	0.2500
Min. air flow rate per diffuser m3/hr (20C, 1 atm)	0.5000	0.5000
Max. air flow rate per diffuser m3/hr (20C, 1 atm)	10.0000	10.0000
'A' in diffuser pressure drop = $A + B \cdot (Q_a/Diff) + C \cdot (Q_a/Diff)^2$ [kPa]	3.0000	3.0000
'B' in diffuser pressure drop = $A + B \cdot (Q_a/Diff) + C \cdot (Q_a/Diff)^2$ [kPa/(m3/hr (20C, 1 atm)) ]	0	0
'C' in diffuser pressure drop = $A + B \cdot (Q_a/Diff) + C \cdot (Q_a/Diff)^2$ [kPa/(m3/hr (20C, 1 atm))^2]	0	0

## Surface aerators

Name	Default	Value
Surface aerator Std. oxygen transfer rate [kg O /(kW hr)]	1.50000	1.50000
Maximum power per rotor [kW]	20.00000	20.00000

## Modified Vesilind

Name	Default	Value
Maximum Vesilind settling velocity (Vo) [m/d]	170.000	170.000
Vesilind hindered zone settling parameter (K) [L/g]	0.370	0.370
Clarification switching function [mg/L]	100.000	100.000
Specified TSS conc.for height calc. [mg/L]	2500.000	2500.000
Maximum compactability constant [mg/L]	15000.000	15000.000

## Double exponential

Name	Default	Value
Maximum Vesilind settling velocity (Vo) [m/d]	410.000	410.000
Maximum (practical) settling velocity (Vo') [m/d]	270.000	270.000
Hindered zone settling parameter (Kh) [L/g]	0.400	0.400
Flocculent zone settling parameter (Kf) [L/g]	2.500	2.500
Maximum non-settleable TSS [mg/L]	20.0000	20.0000
Non-settleable fraction [-]	0.0010	0.0010
Specified TSS conc. for height calc. [mg/L]	2500.0000	2500.0000

## Emission factors

Name	Default	Value
Carbon dioxide equivalence of nitrous oxide	296.0000	296.0000
Carbon dioxide equivalence of methane	23.0000	23.0000

## Biofilm general

Name	Default	Value	
Attachment rate [ g / (m2 d) ]	8.0000	80.0000	1.0000
Attachment TSS half sat. [mg/L]	100.0000	100.0000	1.0000
Detachment rate [g/(m3 d)]	8000.0000	8.000E+4	1.0000
Solids movement factor []	10.0000	10.0000	1.0000
Diffusion neta []	0.8000	0.8000	1.0000
Thin film limit [mm]	0.5000	0.5000	1.0000
Thick film limit [mm]	3.0000	3.0000	1.0000
Assumed Film thickness for tank volume correction (temp independent) [mm]	0.7500	0.7500	1.0000
Film surface area to media area ratio - Max.[ ]	1.0000	1.0000	1.0000
Minimum biofilm conc. for streamer formation [gTSS/m2]	4.0000	4.0000	1.0000

## Maximum biofilm concentrations [mg/L]

Name	Default	Value	
Ordinary heterotrophic organisms (OHO)	5.000E+4	5.000E+4	1.0000
Methylootrophs	5.000E+4	5.000E+4	1.0000
Ammonia oxidizing biomass (AOB)	1.000E+5	1.000E+5	1.0000
Nitrite oxidizing biomass (NOB)	1.000E+5	1.000E+5	1.0000
Anaerobic ammonia oxidizers (AAO)	5.000E+4	5.000E+4	1.0000
Polyphosphate accumulating organisms (PAO)	5.000E+4	5.000E+4	1.0000
Propionic acetogens	5.000E+4	5.000E+4	1.0000
Methanogens - acetoclastic	5.000E+4	5.000E+4	1.0000
Methanogens - hydrogenotrophic	5.000E+4	5.000E+4	1.0000
Endogenous products	3.000E+4	3.000E+4	1.0000
Slowly bio. COD (part.)	5000.0000	5000.0000	1.0000
Slowly bio. COD (colloid.)	4000.0000	4000.0000	1.0000
Part. inert. COD	5000.0000	5000.0000	1.0000

Part. bio. org. N	0	0	1.0000
Part. bio. org. P	0	0	1.0000
Part. inert N	0	0	1.0000
Part. inert P	0	0	1.0000
Stored PHA	5000.0000	5000.0000	1.0000
Releasable stored polyP	1.150E+6	1.150E+6	1.0000
Fixed stored polyP	1.150E+6	1.150E+6	1.0000
Readily bio. COD (complex)	0	0	1.0000
Acetate	0	0	1.0000
Propionate	0	0	1.0000
Methanol	0	0	1.0000
Dissolved H2	0	0	1.0000
Dissolved CH4	0	0	1.0000
Ammonia N	0	0	1.0000
Sol. bio. org. N	0	0	1.0000
Nitrous Oxide N	0	0	1.0000
Nitrite N	0	0	1.0000
Nitrate N	0	0	1.0000
Dissolved N2	0	0	1.0000
PO4-P (Sol. & Me Complexed)	1.000E+10	1.000E+10	1.0000
Sol. inert COD	0	0	1.0000
Sol. inert TKN	0	0	1.0000
ISS Influent	1.300E+6	1.300E+6	1.0000
Struvite	8.500E+5	8.500E+5	1.0000
Hydroxy-dicalcium-phosphate	1.150E+6	1.150E+6	1.0000
Hydroxy-apatite	1.600E+6	1.600E+6	1.0000
Magnesium	0	0	1.0000
Calcium	0	0	1.0000
Metal	1.000E+10	1.000E+10	1.0000
Other Cations (strong bases)	0	0	1.0000
Other Anions (strong acids)	0	0	1.0000
Total CO2	0	0	1.0000
User defined 1	0	0	1.0000
User defined 2	0	0	1.0000
User defined 3	5.000E+4	5.000E+4	1.0000
User defined 4	5.000E+4	5.000E+4	1.0000
Dissolved O2	0	0	1.0000

## Effective diffusivities [m2/s]

Name	Default	Value	
Ordinary heterotrophic organisms (OHO)	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Methylootrophs	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Ammonia oxidizing biomass (AOB)	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Nitrite oxidizing biomass (NOB)	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Anaerobic ammonia oxidizers (AAO)	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Polyphosphate accumulating organisms (PAO)	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Propionic acetogens	5.000E-14	5.000E-14	1.0290

Methanogens - acetoclastic	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Methanogens - hydrogenotrophic	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Endogenous products	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Slowly bio. COD (part.)	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Slowly bio. COD (colloid.)	5.000E-10	5.000E-10	1.0290
Part. inert COD	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Part. bio. org. N	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Part. bio. org. P	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Part. inert N	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Part. inert P	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Stored PHA	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Releasable stored polyP	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Fixed stored polyP	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Readily bio. COD (complex)	6.900E-10	6.900E-10	1.0290
Acetate	1.240E-9	1.240E-9	1.0290
Propionate	8.300E-10	8.300E-10	1.0290
Methanol	1.600E-9	1.600E-9	1.0290
Dissolved H2	5.850E-9	5.850E-9	1.0290
Dissolved CH4	1.963E-9	1.963E-9	1.0290
Ammonia N	2.000E-9	2.000E-9	1.0290
Sol. bio. org. N	1.370E-9	1.370E-9	1.0290
Nitrous Oxide N	1.607E-9	1.607E-9	1.0290
Nitrite N	2.980E-9	2.980E-9	1.0290
Nitrate N	2.980E-9	2.980E-9	1.0290
Dissolved N2	1.900E-9	1.900E-9	1.0290
PO4-P (Sol. & Me Complexed)	2.000E-9	2.000E-9	1.0290
Sol. inert COD	6.900E-10	6.900E-10	1.0290
Sol. inert TKN	6.850E-10	6.850E-10	1.0290
ISS Influent	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Struvite	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Hydroxy-dicalcium-phosphate	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Hydroxy-apatite	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Magnesium	7.200E-10	7.200E-10	1.0290
Calcium	7.200E-10	7.200E-10	1.0290
Metal	4.800E-10	4.800E-10	1.0290
Other Cations (strong bases)	1.440E-9	1.440E-9	1.0290
Other Anions (strong acids)	1.440E-9	1.440E-9	1.0290
Total CO2	1.960E-9	1.960E-9	1.0290
User defined 1	6.900E-10	6.900E-10	1.0290
User defined 2	6.900E-10	6.900E-10	1.0290
User defined 3	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
User defined 4	5.000E-14	5.000E-14	1.0290
Dissolved O2	2.500E-9	2.500E-9	1.0290

## EPS Strength coefficients [ ]

Name	Default	Value
Ordinary heterotrophic organisms (OHO)	1.0000	1.0000 1.0000

Methylotrophs	1.0000	1.0000	1.0000
Ammonia oxidizing biomass (AOB)	5.0000	5.0000	1.0000
Nitrite oxidizing biomass (NOB)	25.0000	25.0000	1.0000
Anaerobic ammonia oxidizers (AAO)	10.0000	10.0000	1.0000
Polyphosphate accumulating organisms (PAO)	1.0000	1.0000	1.0000
Propionic acetogens	1.0000	1.0000	1.0000
Methanogens - acetoclastic	1.0000	1.0000	1.0000
Methanogens - hydrogenotrophic	1.0000	1.0000	1.0000
Endogenous products	1.0000	1.0000	1.0000
Slowly bio. COD (part.)	1.0000	1.0000	1.0000
Slowly bio. COD (colloid.)	1.0000	1.0000	1.0000
Part. inert COD	1.0000	1.0000	1.0000
Part. bio. org. N	1.0000	1.0000	1.0000
Part. bio. org. P	1.0000	1.0000	1.0000
Part. inert N	1.0000	1.0000	1.0000
Part. inert P	1.0000	1.0000	1.0000
Stored PHA	1.0000	1.0000	1.0000
Releasable stored polyP	1.0000	1.0000	1.0000
Fixed stored polyP	1.0000	1.0000	1.0000
Readily bio. COD (complex)	0	0	1.0000
Acetate	0	0	1.0000
Propionate	0	0	1.0000
Methanol	0	0	1.0000
Dissolved H2	0	0	1.0000
Dissolved CH4	0	0	1.0000
Ammonia N	0	0	1.0000
Sol. bio. org. N	0	0	1.0000
Nitrous Oxide N	0	0	1.0000
Nitrite N	0	0	1.0000
Nitrate N	0	0	1.0000
Dissolved N2	0	0	1.0000
PO4-P (Sol. & Me Complexed)	1.0000	1.0000	1.0000
Sol. inert COD	0	0	1.0000
Sol. inert TKN	0	0	1.0000
ISS Influent	0.3300	0.3300	1.0000
Struvite	1.0000	1.0000	1.0000
Hydroxy-dicalcium-phosphate	1.0000	1.0000	1.0000
Hydroxy-apatite	1.0000	1.0000	1.0000
Magnesium	0	0	1.0000
Calcium	0	0	1.0000
Metal	1.0000	1.0000	1.0000
Other Cations (strong bases)	0	0	1.0000
Other Anions (strong acids)	0	0	1.0000
Total CO2	0	0	1.0000
User defined 1	0	0	1.0000
User defined 2	0	0	1.0000
User defined 3	1.0000	1.0000	1.0000
User defined 4	1.0000	1.0000	1.0000
Dissolved O2	0	0	1.0000