

PROG. N° 3795
PROG. N° 4128
PROG. N° 4148

Comune di



Pianezza

PROGETTO PRELIMINARE

COMUNE DI PIANEZZA

PROGETTO PRELIMINARE

IMPIANTO DI DEPURAZIONE

Potenziamento del terziario e ampliamento zona ossidativa

Relazione tecnica

Società Metropolitana Acque Torino S.p.A.

Sede legale: Corso XI Febbraio, 14 - 10152 Torino TO I
tel. +39 011 4645.111 - fax. +39 011 4365.575
E-mail: info@smatorino.it Sito web: www.smatorino.it

il Direttore Generale

Dott. Ing. Marco Acri

						documento n°:
3						b01
2						
1						
0	emissione	ottobre 2012	Ing. R.Botto	Ing. F.Ferrero	Ing. M.Acri	
REV.	DESCRIZIONE	DATA	REDAZIONE	VERIFICA	APPROVAZIONE	

Progettista: Ing. Franco Ferrero

Collaboratori:



Risorse Idriche S.p.A. - Società del gruppo SMAT

Sede legale: Corso XI Febbraio, 14 - 10152 Torino

Tel. +39 011 4645.1250 / 1251 - fax : +39 011 4645.1252

Capitale Sociale € 412.768,72 € i.v.

Codice fiscale-Partita IVA e Registro delle imprese di Torino: 06087720014

E-mail: info@risorseidricheto.it



file:

ATO3 3795 4128 4148 RI0103

PROGETTO

ID R.I.

PIAN-b01.dwg

documento

INDICE

1	PREMESSA	5
2	OBIETTIVI DEL PROGETTO	5
3	LO SCHEMA DI TRATTAMENTO – FOGNATURA UNITARIA	6
4	LEGISLAZIONE E REGOLAMENTI	7
5	OBIETTIVI DEL TRATTAMENTO	8
6	QUALITA' DELLE ACQUE GREZZE IN INGRESSO	8
7	DIMENSIONAMENTO	9
7.1	Impianto – Dati in ingresso	9
7.2	Carichi inquinanti nominali	10
7.3	Processo adottato per le nuove fasi di trattamento	10
7.4	Bilancio dell'azoto	11
7.5	Produzione di fango a 12° C	11
8	VERIFICA SEDIMENTAZIONE FINALE COMPLESSIVA	12
8.1	Considerazioni sui decantatori finali esistenti	12
8.2	Portata in tempo di pioggia (applicazione del Regolamento 17/R)	13
8.3	Calcolo delle profondità del sedimentatore finale	13
9	SISTEMA DI RICIRCOLO	13
10	CALCOLO DELLA DOMANDA DI OSSIGENO	14
10.1	Ciclo dell'azoto	14
10.2	Ciclo del carbonio	14
10.3	Diffusori per nuova vasca di ossidazione	15
11	FILTRAZIONE FINALE	15
12	DISINFEZIONE UV	17
13	TRATTAMENTO DEI FANGHI	18

14	CONTROLLI E STRUMENTAZIONE	19
14.1	Grigliatura	19
14.2	Stazione di pompaggio acque grezze	20
14.3	Ripartizione della portata tra le linee	20
14.4	Controllo del sistema di aerazione	20
14.5	Sistema dei compressori	21
14.6	Abbattimento schiume	21
14.7	Drenaggio vasche (linea 1 e 2)	21
14.8	Impianto ricircolo fanghi	22
14.9	Regolazione impianto UV	22
14.10	Filtrazione finale	23
15	MACCHINARI E RELATIVA POTENZA INSTALLATA	23
15.1	Paratoie	23
15.2	Mixer	23
15.3	Compressori	23
15.4	Elettropompe sommergibili	24
15.5	Filtrazione finale	24
15.6	Disinfezione finale	24
15.7	Sedimentatore secondario	24
16	FASI REALIZZATIVE	24
17	CONSUMI ENERGETICI	25
18	PROFILO IDRAULICO E REGOLAZIONE IDRAULICA	26
18.1	STAZIONE DI SOLLEVAMENTO INIZIALE	26
18.2	COLLEGAMENTO IDRAULICI	26
18.3	RIPARTIZIONE PORTATE	27
18.4	CANALETTA DI ALIMENTAZIONE NUOVA VASCA DI OSSIDAZIONE	28
18.5	POMPE DI RICIRCOLO DEI FANGHI (NUOVA LINEA DI OSSIDAZIONE)	29

ALLEGATO 1 - Adeguamento dell'impianto di depurazione esistente: schema di ripartizione delle portate reflue da trattare

ALLEGATO 2 - Output di calcolo del software DWA secondo le norme STANDARD-ATV-DVWK-A 131 E: dimensionamento complessivo dell'impianto di trattamento

ALLEGATO 3 - Output di calcolo del software DWA secondo le norme STANDARD-ATV-DVWK-A 131 E: dimensionamento del nuovo sedimentatore secondario

ALLEGATO 4 - Planimetria generale dell'impianto: soluzione alternativa di intervento

ALLEGATO 5 - Profilo idraulico dell'impianto: soluzione alternativa di intervento

1 PREMESSA

Il Piano di Tutela delle Acque della Regione Piemonte prevede per l'Area Idrografica n. 11 – Dora Riparia – che in tutte le stazioni di controllo poste sul fiume sia raggiunto l'obiettivo di “Buono” nell'anno 2016.

Tale obiettivo di miglioramento della qualità chimico-fisica-biologica è perseguito con interventi strutturali coordinati che riguardano:

- impianto di depurazione di Rosta (ACSEL);
- impianto di depurazione di Pianezza (AIDA);
- impianto di depurazione di Collegno (ex CIDIU);

oltre che di svariati interventi sulle reti fognarie afferenti, allo scopo di eliminare le acque parassite.

Per i tre impianti citati, il Piano di Tutela delle Acque fissa limiti di abbattimento dell'azoto e del fosforo molto impegnativi, evidenziati nella tabella sottostante.

ATO	Nome Impianto	Codice Regionale Impianto	Agglom.ato	Classe di potenzialità dell' impianto	Parametri: media annua			
					Concentrazione		% Riduzione (Valori obiettivo)	
					Fosforo totale (mg/l)	Azoto totale (mg/l)	Fosforo totale	Azoto totale
3	C.I.D.I.U. Collegno	3389	Bassa Val Susa	> 100.000 a.e.	<1	<10	>78	>78
3	A.I.D.A. Pianezza	3390	Bassa Val Susa	10.000 < a.e < 100.000	<2	<15	>76	>76
3	A.C.S.E.L. Rosta	3398	Alta Val Susa	10.000 < a.e < 100.000	<2	<15	>75	>75

Tabella 1 - Parametri di riferimento per l'abbattimento dei nutrienti riportati nel Piano di Tutela delle Acque

2 OBIETTIVI DEL PROGETTO

La società SMAT Torino Spa ha il compito di effettuare il revamping dell'esistente impianto di depurazione sito in comune di Pianezza, in Via Collegno n. 60 (Torino); l'impianto è attualmente affidato in gestione alla Società A.I.D.A. Ambiente srl.

Scopo del presente progetto è l'individuazione degli interventi di adeguamento dell'impianto, con la specifica finalità dell'abbattimento spinto dei nutrienti (azoto e fosforo).

Attualmente l'impianto utilizza un processo a fanghi attivi sospesi con aerazione a bolle fini ed ha una volumetria di ossidazione limitata a 5500 m³; tale volume, riferito alla potenzialità dell'impianto di circa 80.000 ab/eq, risulta inferiore a 79 l/ab servito ed pertanto decisamente insufficiente per poter raggiungere in modo stabile gli alti standard richiesti dal Piano di Tutela delle Acque della Regione Piemonte per l'Area Idrografica di interesse.

Inoltre i suddetti standard qualitativi devono essere raggiunti anche con l'applicazione del Regolamento Regionale 17/R del 16/12/2008 che fissa alcuni criteri base da tenere in evidenza in caso di modifiche sostanziali agli impianti esistenti; infine, sono risultate evidenti alcune importanti criticità strutturali nelle murature del comparto ossidativo dell'impianto esistente che hanno indirizzato lo scrivente progettista ad articolare una scelta radicale di modifica dell'impianto esistente.

3 LO SCHEMA DI TRATTAMENTO

3.1 I liquami influenti all'impianto

La caratteristica tipica dei liquami influenti all'impianto ed addotti con la rete di collettori dotata di sfioratori delle acque di pioggia è riassunta nella tabella seguente (dati medi riferiti agli ultimi 5 anni di esercizio):

Caratteristiche liquami grezzi

Temperatura (valore medio):	gennaio: 12° C;
Temperatura (valore medio):	settembre: 23° C;
Portata media:	19.200 m ³ /d;
Portata massima in ossidazione:	1.600 m ³ /h.

Le portate idrauliche registrate negli ultimi anni di attività sono le seguenti:

		2011	2010	2009
Totale anno	m ³	6.067.000	8.543.000	7.557.000
Media giornaliera	m ³ /d	16.600	23.400	20.700
Media oraria	m ³ /h	690	970	860

Tabella 2 - Valori di portata idraulica registrati negli ultimi anni.

3.2 La proposta processistica

La soluzione di progetto prevede un processo di trattamento in grado di poter depurare una portata media di $Q = 19.200 \text{ m}^3/\text{d}$ con la seguente configurazione impiantistica:

- 1) grigliatura fine su tutta la portata influente (*già oggetto di intervento in corso di realizzazione*);
- 2) sfioro della portata $> 5Q_n$;
- 3) sollevamento di portata $\leq 5Q_n$;
- 4) trattamenti primari;
- 5) trattamento secondario biologico a massa sospesa, per una portata di $\leq 2Q_n$;
- 6) filtrazione finale di una portata $\leq 2Q_n$;
- 7) disinfezione per mezzo di UV di una portata $\leq 5Q_n$.

Lo schema riportato nell'Allegato 1 illustra il processo riconfigurato previsto dagli interventi in progetto; per un approfondimento sulla soluzione progettuale adottata si può fare riferimento ai seguenti elaborati:

- elab. 5.6 Schema a blocchi dell'impianto attuale;
- elab. 5.7 Schema a blocchi dell'impianto nella soluzione di progetto.

Le nuove opere previste in progetto risultano pertanto:

- nuova vasca di ossidazione di volume pari a 15.000 m³;
- nuovo sedimentatore finale di diametro di 34 m;
- nuovo comparto di filtrazione: 6 filtri da 900 m³/cad o in alternativa filtri *dual media* da 200 m²;
- nuova sezione di disinfezione a mezzo UV;
- nuova distribuzione idraulica interna;
- nuovo edificio compressori;
- stazioni di pompaggio per fanghi/dreni/acque fangose;
- potenziamento della cabina elettrica e degli impianti elettrici e telecontrollo.

Per la localizzazione delle nuove opere e in particolare la nuova ossidazione, sarà necessario procedere all'esproprio di un'area adiacente all'attuale confine Nord dell'impianto, per una superficie di circa 8.000 m².

4

LEGISLAZIONE E REGOLAMENTI

Tutto il progetto verrà sviluppato nel rispetto delle prescrizioni attualmente in vigore che regolano:

- la classificazione delle acque superficiali;
 - la qualità dello scarico degli impianti di depurazione delle acque reflue urbane;
 - l'assetto ambientale del sito;
 - le esigenze gestionali legate alle Certificazioni Ambientali acquisite dall'impianto;
- e nel rispetto delle legislazioni richiamate di seguito:
- Direttiva Europea 2000/60 CE del 23/10/2000 (WFD-Water/Framework-Directive);
 - Decreto Legislativo n. 152/06 del 3/4/2006 "Norma in materia ambientale";
 - Legge Regionale del Piemonte n. 13/90 "Disciplina degli scarichi delle pubbliche fognature e degli scarichi civili";
 - Regolamento Regionale del Piemonte n. 17/R del 16/12/2008 "Disposizioni in materia di progettazione e autorizzazione provvisoria degli impianti di trattamento delle acque reflue urbane";
 - Piano di Tutela delle Acque della Regione Piemonte (PTA) approvato dal Consiglio Regionale con D.C.R. 117/10731 del 13/3/2007;
 - Piano di Bacino del Po – Legge 183/39 e relativi Piani Stralcio;
 - Piano d'Ambito dell'ATO 3 Torinese approvato il 27/5/2004 con deliberazione n. 169/2004; revisione approvata il 27/03/2009 con deliberazione n. 349/2009;
 - Regolamento EMAS_CE 761/2001;
 - Norme UNI-EN ISO 14001/04;

- Regolamento Reach.

5 OBIETTIVI DEL TRATTAMENTO

Vengono fissati degli obiettivi specifici per le opere da realizzare al fine di assicurare un'alta qualità delle opere anche dal punto di vista estetico e un consistente margine operativo rispetto ai limiti di emissione stabiliti dalla legge D.Lgs. 152/2006.

		Limiti 152/06	Valori attesi allo scarico
BOD ₅	mg/l	25	<20
COD	mg/l	125	<80
Solidi sospesi	mg/l	35	<10
Fosforo totale	mg/l	2	1
Azoto totale	mg/l	15	8-10
Escherichia coli (UFC/100 ml)		< 5.000	1.000

Tabella 3: Limiti di emissione e valori attesi allo scarico.

Le percentuali di riduzione per i nutrienti sono fissate:

Fosforo totale: $\leq 76\%$;

Azoto totale: $\leq 76\%$.

6 QUALITA' DELLE ACQUE GREZZE IN INGRESSO

I dati più significativi della portata trattata dall'impianto e della qualità dei reflui desunti dai controlli degli anni 2006/2007/2008 sono riassunti nelle tabelle riportate nel seguito.

Nell'analisi dei dati riportati è necessario tenere conto delle esigenze gestionali legate al trattamento in impianto dei residui classificati in base al Codice Europeo dei Rifiuti (C.E.R.) ed in particolare:

- apporti di fanghi biologici dall'esterno (CER 19.8.05);
- apporti di liquami di fosse settiche (CER 20.03.04);
- apporti dei residui di pulizia reti (CER 20.03.06);
- apporti dei residui della pulizia strade (CER 20.03.03).

Tali apporti rappresentano i residui derivanti dalle normali attività gestionali sulla rete consortile e sulle reti fognarie comunali.

Inoltre, come già ricordato nella "Relazione illustrativa" allegata al progetto, l'impianto è autorizzato con determinazione della Provincia di Torino n. 196-43539/2008 del 8 agosto 2008 e successiva proroga n. 160-29984/2009 del 28 luglio 2009:

- al trattamento dei rifiuti CER 02.00.00: rifiuti prodotti da agricoltura, orticoltura, acquicoltura, selvicoltura, caccia, pesca, trattamento e preparazione di alimenti per i seguenti codici:
 - CER 02.01.01; CER 02.02.01; CER 02.03.01; CER 02.05.02; CER 02.06.03; CER 02.07.05.

- al trattamento dei rifiuti CER 07.00.00: rifiuti dei processi organici solo per il codice CER 07.06.12;
- al trattamento dei rifiuti CER 19.07.03: percolato da discarica diverso da quello di cui alla voce 19.07.02.

	Concentrazioni mg/l	Massa entrante kg/d
	<i>ingresso impianto</i>	<i>ingresso impianto</i>
BOD	160	-
COD	430	-
TSS	170	4.190
N tot	40	1.089
P tot	4,5	108

Tabella 4 - Qualità dei liquami in ingresso.

I dati esposti di riferiscono al 75° percentile di tutte le determinazioni effettuate per il controllo quali/quantitativo dell'impianto.

La portata media giornaliera in tempo secco viene assunta pari a 19.200 m³/d.

7

DIMENSIONAMENTO

A supporto della successiva fase di dimensionamento è stata effettuata una modellazione dinamica dell'impianto nello stato attuale al fine di verificare il funzionamento ed i processi di trattamento adottati sulla base dei dati storici di input forniti dal gestore; tale strumento ha consentito di testare il comportamento dell'impianto sia nelle condizioni standard sia in caso di eventi particolari dettati da diverse condizioni esterne.

Tale modellazione è stata effettuata mediante il software WEST del *Danish Hydraulic Institute* (DHI) ed ha consentito di individuare possibili ottimizzazioni gestionali e/o eventuali criticità che sono state recepite nella progettazione delle opere di adeguamento dell'impianto stesso.

Per il dimensionamento delle opere di adeguamento dell'impianto si è tenuto conto delle norme Standard ATV DVWK A 131 maggio 2000 – Dimensioning of Single – Stage Activated Sludge Plants che rappresentano un punto di riferimento Europeo in materia e delle Norme EN 12255 – Waste water treatment plants.

È stata effettuata la verifica/dimensionamento di un impianto di depurazione di capacità di 80.000 ab/eq che benché ridotto del 3% rispetto al dichiarato di 83.000 ab/eq si adatta alle reali masse di inquinanti trattate.

7.1

Dati di input

Potenzialità: 80.000 ab/eq;

Dotazione idrica: 150 l/ab eq x d;

Portate nere:

- $80.000 \times 150 \text{ l/ab eq} \times d = 12.000 \text{ m}^3/\text{d}$;
- *Equivalenti ad una Q14 = 857 m³/d (portata ripartita nelle 14 ore diurne);*
- *Acque parassite pari a 15% = 1.800 m³/d;*

- *Equivalenti ad una Q24 = 75 m³/h;*
- *Portata media (857 + 75) = 932 m³/h;*
- *Portata media reale diurna \cong 900 m³/h (nelle 14 ore diurne).*

7.2 Carichi inquinanti nominali

Carichi inquinanti nominali	Riferiti a 80.000 ab/eq teorici	Reali misurati
120 gr COD x ab/d	9.600 kg/d	6.900 kg/d
60 gr BOD5 x ab/d	4.800 kg/d	4.750 kg/d
11 gr N x ab/d	880 kg/d	1.089 kg/d
1,8 gr P x ab/d	144 kg/d	108 kg/d
70 gr SS x ab/d	5.600 kg/d	4.190 kg/d

Concentrazioni di dimensionamento (mg/l)		
	<i>monte sedimentatore primario</i>	<i>valle sedimentatore primario</i>
BOD ₅	330	185
SS	300	95
N	64	50
P	4,4	5

Tabella 5 - Carichi inquinanti.

7.3 Processo adottato

Il processo è stato selezionato confrontando i seguenti processi normalmente adottati per impianti simili e tenendo conto dell'esperienza gestionale del team che attualmente conduce l'impianto; pertanto tra il processo MLE (*Modified Ludzack-Ettinger*), *Step Feed Preanoxic*, *Bardenpho* a 4 stadi, dopo un confronto effettuato con valutazione dei costi operativi, dei costi di investimento e il rendimento depurativo, si è adottato il processo MLE con alcune predisposizioni per future implementazioni.

Nella tabella seguente vengono riportati i dati riassuntivi generali e comparativi del processo adottato.

Caratteristica	Impianto esistente	Impianto in progetto	Limiti di Legge
Portata max ossidazione m³/h	1.200	1.600	-
Effluente COD mg/l	84	< 80	125
Effluente N tot mg/l	21	< 10	<10 e -76%
Effluente P tot mg/l	2,5	< 1	<2 e -76%
Età del fango giorni	8	16	-
Riciclo interno %	200	300-400	-

Tabella 6: Dati riassuntivi generali

7.4

Bilancio dell'azoto

		valore di dimensionamento AZOTO pari a 64 mg/l (cfr. tabella 5)	
		monte sedimentatore primario	valle sedimentatore primario
a	N assimilato (5% del BOD ₅)	16,5 mg/l	9 mg/l
b	NH ₄ -N scaricato	1 mg/l	1 mg/l
c	N organico refrattario scaricato	2 mg/l	2 mg/l
d	Valore atteso allo scarico N (NO ₃)	5 mg/l	5 mg/l

Tabella 7 - Bilancio dell'azoto

Quantitativo da denitrificare nel caso di liquami prelevati a monte del sedimentatore primario

$$\text{Azoto} = (64) - a - b - c - d = 39,5 \text{ mg/l}$$

Si calcola il rapporto delle concentrazioni:

$$\frac{39,5 \text{ (N da denitrificare)}}{330 \text{ (BOD}_5 \text{ disponibile)}} = 0,119 \text{ e dalla tabella 3 delle norme ATV si ricava } \frac{V_d}{V_{ox}} = 0,2$$

Quantitativo da denitrificare con presa dei liquami a valle del sedimentatore primario

$$\text{Azoto} = (45) - a - b - c - d = 28 \text{ mg/l}$$

Rapporto delle concentrazioni:

$$\frac{28 \text{ (N da denitrificare)}}{185 \text{ (BOD}_5 \text{ disponibile)}} = 0,15$$

$$\text{Si ricava } \frac{V_d}{V_{ox}} = 0,5$$

Per consentire la gestione flessibile del comparto di denitrificazione la volumetria è stata suddivisa in due sezioni che possono essere utilizzate in funzione della temperatura dei liquami sia come comparto anaerobico, ampliando quindi il rapporto V_d/V_{ox} , sia come comparto aerobico diminuendo il citato rapporto.

7.5

Produzione di fango a 12° C

$$\text{Rapporto } \frac{C_{ss}}{C_{BOD}} = \frac{300}{331} = 0,9 \text{ monte sedimentatore primario;}$$

$$\text{Rapporto } \frac{C_{ss}}{C_{BOD}} = \frac{95}{185} = 0,51 \text{ valle sedimentatore primario.}$$

Avendo fissato l'età del fango a 16 giorni, utilizzando i coefficienti della tabella 5 delle citate norme ATV A131 E, si ottiene il valore di produzione specifico a 12°:

- monte sedimentatore primario: $0,89 * 4.750 \text{ kg BOD} = 4.227 \text{ kg/d di SS;}$
- valle sedimentatore primario: $0,65 * 3.885 \text{ kg BOD} = 2.525 \text{ kg/d di SS.}$

Trascurando la produzione dei fanghi da defosfatazione, il volume totale dell'ossidazione sarà:

$$V_{ox} = \frac{16 * 4.227}{3,6 \text{ (MLSS reale)}} = 18.786 \text{ m}^3 \text{ (totali)}$$

$$V_{ox} = \frac{16 * 4.227}{3,8 \text{ (MLSS di dimensionamento)}} = 17.800 \text{ m}^3 \text{ (totali)}$$

$$V_{ox} = \frac{16 * 2.525}{3,6 \text{ (MLSS reale)}} = 11.220 \text{ m}^3 \text{ (totali)}$$

$$V_{ox} = \frac{16 * 2525}{3,8 \text{ (MLSS di dimensionamento)}} = 10.630 \text{ m}^3 \text{ (totali)}$$

Viene assunto quale valore di dimensionamento la media dei valori (*reali*)

$$\frac{18.786 + 11.220}{2} = \sim 15.000 \text{ m}^3$$

Valore analogo si ottiene anche con il semplice utilizzo della concentrazione del COD come riportato nei tabulati allegati, ottenuti con specifico software di calcolo della DWA e basati sulle norme STANDARD-ATV-DVWK-A 131 E:

- ALLEGATO 2: Dimensionamento complessivo dell'impianto di trattamento;
- ALLEGATO 3: Dimensionamento del nuovo sedimentatore secondario.

A monte dell'ossidazione si prevede l'installazione di una vasca anaerobica per la defosfatazione biologica, con un volume minimo pari a 800 m³.

8 VERIFICA SEDIMENTAZIONE FINALE COMPLESSIVA

Il tempo di ispessimento nei sedimentatori finali è fissato in 2 ore.

Ricircolo dei fanghi attivi è pari a 0,75 x Q_{media}.

SVI = 120 ml/g (m³/kg) valore medio.

Massima velocità ascensionale ammissibile in tempo di pioggia

$$q_a = \frac{450 \text{ l/m}^2 \cdot \text{h}}{3,6 \text{ (MLSS)} \times 120 \text{ ml/g}} = 1,04 \text{ m/h}$$

8.1 Considerazioni sui decantatori finali esistenti

I decantatori esistenti nell'impianto sono stati realizzati in tempi successivi; i primi due hanno una profondità limitata e pertanto non consentono di ottenere delle *performance* stabili di concentrazione dei solidi sospesi in uscita.

La terza vasca, di realizzazione più recente, ha una profondità superiore e può essere considerata efficiente dal punto di vista funzionale.

E' necessario quindi realizzare un nuovo sedimentatore con caratteristiche geometriche tali da garantire in uscita 20 mg/l di solidi sospesi; tale nuova vasca avrà una profondità nettamente superiore all'esistente.

8.2 Portata in tempo di pioggia (applicazione del Regolamento 17/R)

La nuova configurazione dell'impianto richiede una superficie minima di sedimentazione della portata influente $2 \times Q$, più dreni, pari a $1.620 \text{ m}^3/\text{h}$.

$$\frac{1.620 \text{ m}^3 / \text{h}}{1,04 \text{ m/h}} = 1.557 \text{ m}^2 \text{ (di cui } 706 \text{ m}^2 \text{ esistenti)}$$

Il nuovo sedimentatore avrà quindi superficie pari a $1.557 - 706 = 851 \text{ m}^2$, corrispondente ad una vasca circolare di 34 m di diametro.

8.3 Calcolo delle profondità del sedimentatore finale

$h_1 = 0,5 \text{ m}$, fissa

$$h_2 = \frac{0,5 \times q_a \times (1 + R)}{1 - (3,6 \times \text{DSVI} / 1.000)} = \frac{0,87}{0,46} = 1,89 \text{ m}$$

$$h_3 = \frac{(X_{\min}) \times \text{DSVI} \times q_a}{500} = 0,75 \text{ m}$$

dove X_{\min} = minima concentrazione in vasca di ossidazione in tempo di pioggia fissata a $2,5 \text{ kg/m}^3$

$$h_4 = \frac{450 \times (1 + R)t}{300 \times t + 500} = \frac{1.575}{1.100} = 1,43 \text{ m}$$

dove t = tempo di ispessimento (2h) e R = ricircolo in tempo di pioggia 0,75

L'altezza totale $h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 4,57$ (4,60 assunto) m è misurata a 2/3 del raggio della vasca; la pendenza del fondo è fissata 1/12.

Conseguentemente la profondità della vasca sarà:

- bordo vasca: $h = 4,12 \text{ m}$;
- centro vasca: $h = 5,45 \text{ m}$.

9 SISTEMA DI RICIRCOLO

La portata di ricircolo sulla nuova linea è calcolata sulla base dei seguenti elementi:

- concentrazione fango sul fondo del sedimentatore $= 1.000/\text{SVI} \times \sqrt[3]{t}$: si ottiene quindi $1000/120 \times 1,26 = 10,5 \text{ g/l}$;
- concentrazione del flusso pompato sarà diluita circa $0,7 \times 10,5 = 7,35 \text{ g/l}$: il rapporto di ricircolo sarà pari a circa il 100%.

La ripartizione ottimale dei ricircoli tra i due sedimentatori richiede la realizzazione di due sistemi indipendenti di pompaggio per ottimizzare il rendimento delle pompe.

Per ottenere una denitrificazione pari al $\eta_D \geq 76\%$ occorre che il sistema di ricircolo dei nitrati all'interno della nuova ossidazione sia:

$$\eta_D = 1 - \frac{1}{1 + R_C}$$

dove R_C = ricircolo nitrati valutato come somma del ricircolo dei fanghi dai sedimentatori finali e del ricircolo di MLSS (fissato η_D a 0,76), da cui si ricava $R_C = 3,2$

Tale valore si ottiene quale somma di:

- portata fanghi di ricircolo dai sedimentatori: 800 m³/h;
- portata di MLSS: 1.800 m³/h.

Portata necessaria = $3,2 * 800 = 2.600$ m³/h alla portata media.

La portata di ricircolo del MLSS viene realizzata per mezzo di pompe ad elica a bassa prevalenza per ottimizzare il consumo energetico.

10 CALCOLO DELLA DOMANDA DI OSSIGENO

10.1 Ciclo dell'azoto

- N_{tot} in ingresso all'ossidazione $1.089 + 25\% = 1.380$ kg/d

L'incremento del 25% rappresenta in via cautelativa il valore dell'azoto di ritorno della linea fanghi con digestore anaerobico dall'ispessimento e dai fanghi di supero.

- N refrattario allo scarico 2 g/l = - 43 kg/d

N assimilato dal BOD₅ (5% della massa del BOD)

$$(0,05 * 1,4 * 4.560) = - 330 \text{ kg/d}$$

dove 1,4 rappresenta il valore del BOD₅ di ritorno dalla linea fanghi con digestore anaerobico dall'ispessimento e dai fanghi di supero.

N refrattario scaricato (N_{NH4} 2 mg/l) = - 43 kg/d

N da nitrificare = 964 kg/d

N_{NO3} in uscita 5 mg/l = 108 kg/d

da denitrificare = 856 kg/d

Il rendimento medio N_{tot} richiede le seguenti concentrazioni in uscita:

- concentrazioni in ingresso media $39-76\% = 9,36$ mg/l;
- concentrazioni in ingresso 75° $44-76\% = 10,56$ mg/l.

La concentrazione in uscita dovrà essere tendenzialmente inferiore a 9 mg/l e sarà composta da:

$$2 \text{ mg/l } N_{refrattario} + 2 \text{ mg/l } N_{NH4} + 5 \text{ mg/l } N_{NO3} = 9 \text{ mg/l}$$

10.2 Ciclo del carbonio

$$1) \quad BOD_5 \text{ richiesta } 0,65 * 0,9 * 4.560 = 2.668 \text{ kg/d}$$

2)	Nitrificazione	$4,2 \text{ kg/kgN} * 964$	=	4.048 kg/d
3)	Respirazione endogena	$0,07 * 15.000 \text{ m}^3 \times \text{MVSS} (= 3,6 * 0,75)$	=	2.835 kg/d
4)	Denitrificazione	$2,82 \times 856$	=	<u>-2.444 kg/d</u>
	Totale =O ₂ richiesto		=	7.137 kg/d
	Ripartizione 14h/24h		=	510 kg/h
	Fattore correttivo per utilizzo di bolle fini		=	0,5

Quantità di aria necessaria:

$$\frac{510}{0,5} \text{ kg O}_2/\text{n} \times 16,7 \text{ Nm}^3/\text{kgO}_2 = 17.000 \text{ Nm}^3/\text{n}$$

10.3

Diffusori per nuova vasca di ossidazione

Si prevede l'utilizzo di diffusori a disco a membrana da 9".

Si assume quale valore di dimensionamento un diffusore di diametro 20 cm che ha un valore massimo di portata d'aria ammissibile di 5 Nm³/h per ogni diffusore; pertanto sul nuovo bacino di ossidazione:

portata aria potenziale massimo in ingresso = 12.000 Nm³/h

$$\text{Diffusori } \frac{12.000}{5} = 2.400 \text{ complessivi}$$

$$(\text{Portata sul singolo diffusore al carico di dimensionamento } \frac{17.000 * 0,56}{2.400} = < 4,00 \text{ Nm}^3/\text{h})$$

Con questo numero di diffusori la copertura è di:

$$\frac{2.400}{\text{sup.vasca}} = \frac{2.400}{(25,0 + 33,0 + 28,0 + 35,0) * 9,0 * 2} = 1,10/\text{m}^2$$

Su ognuna delle due linee, viene previsto inoltre che i primi 25 m sui 121 m di sviluppo totale della vasca di ossidazione siano ricoperti di diffusori e attrezzati con agitatori per aumentare la volumetria attiva della vasca di denitrificazione, limitando l'apporto d'aria nei diffusori.

Il SOTE in condizioni di dimensionamento con carico idraulico di circa 5 m è del 32%, la perdita di carico sul diffusore è di circa 350 mm c.a. (considerando altrettante perdite nella rete aria, il compressore dovrà essere dimensionato per un Δp di 600 mbar).

I compressori a servizio di questa rete di distribuzione saranno quindi n. 2 con capacità 6.000 Nm³/h/cad a 600 mbar, con potenza della macchina singola 160 kW.

11

FILTRAZIONE FINALE

La filtrazione finale è prevista per trattenere il particolato che sfugge ai sedimentatori e quindi abbattere la quantità di fosforo e azoto associata a detti fanghi.

Si prevede di trattare la integrale portata di punta 2Q in uscita dall'ossidazione e pari a 1.600 m³/h (portata di punta con fattore 2 secondo regolamento 17/R), con ripartizione delle portate come segue:

Tempo asciutto

Portata notturna	600 – 500 m ³ /h;
Portata su 12 h	1,200 m ³ /h;
Portata media	19.200 m ³ /d = 800 m ³ /h.

Tempo di pioggia

Portata massima in ossidazione	2 * 800 = 1.600 m ³ /h;
Portata di punta pari alla capacità delle pompe di sollevamento	4.000 m ³ /h;
Portata persa nel riciclo dai fanghi/controlavaggio dei filtri	5%;

La portata è suddivisa su 5 macchine (più una di riserva) in condizioni di esercizio normale:

$$= \frac{1.600}{0,95} = 1.684/5 \cong 340 \text{ m}^3/\text{h da fare transitare sul singolo filtro.}$$

Il valore della superficie filtrante è calcolato con una portata specifica di 5 m³/h/mq.

$$\frac{340}{5} \cong 70 \text{ m}^2 \text{ per ogni macchina}$$

Il massimo del carico di solidi sopportabile sulla singola macchina ipotizzando una anomalia nel comparto di sedimentazione vale:

- 340 m³/h x 60 gr/ m³ = 20 kg/h di solidi persi dai sedimentatori finali;
- 20 kg^{SS}/h / 70 m² = 0,28 kg^{SS}/m² h.

Tale valore risulta alto, ma sopportabile per brevi periodi.

La superficie commerciale della macchina deve tener conto che solo una parte della superficie della tela è attiva; la superficie lorda è più elevata e risulta pari a $\frac{70}{0,80} = 90 \text{ m}^2$ circa.

La perdita di carico disponibile nel profilo idraulico e la esistente di quote di scarico preesistenti, richiede di installare le macchine all'interno delle attuali vasche di clorazione non utilizzate.

Lo spazio disponibile di 10 * 20 m è sufficiente ad ospitare 6 filtri.

I filtri saranno coperti e dotati di camminamenti per l'accesso e la manutenzione.

Le acque fangose di ritorno saranno convogliate nella vasca di ossidazione.

In alternativa al sistema di filtrazione su tela si è valutato il classico filtro “*dual media*” con riempimento filtrante composto da due strati differenziati (uno in sabbia e uno di antracite).

Tale soluzione per essere realizzata richiede la demolizione di un sedimentatore finale esistente, la realizzazione di 180 m² di superficie filtrante e una serie di opere civili impegnative sia in termini economici, sia in riferimento alla necessità di attuare la modifica all'impianto esistente pur mantenendone la funzionalità.

L'inserimento di una filtrazione a sabbia sul profilo idraulico, determinerebbe la realizzazione di opere di scarico (a valle del sistema di disinfezione costituito da un impianto UV sottobattente, in condotta) ad una quota inferiore di quella dell'attuale canale di uscita; ciò, pur se compatibile con il punto di scarico finale, risulta difficoltoso ed oneroso per la necessità di eseguire lo scavo e la posa di una condotta ad una profondità di circa 6 metri dal piano di campagna attuale.

Allegati alla presente relazioni vengono riportati una planimetria generale di tale soluzione alternativa di intervento (Allegato 4) e del relativo profilo idraulico di intervento (Allegato 5)

12

DISINFEZIONE UV

In linea con le indicazioni legate al Regolamento Reach, si è deciso di non utilizzare prodotti chimici per la disinfezione dei liquami in uscita; tutta la portata in uscita dai filtri verrà quindi disinfettata a mezzo di un comparto di UV.

Si prevede di installare 3 piste in parallelo da 1.500 m³/h cadauna in grado di trattare quindi 5 Q = 4.500 m³/h; l'ubicazione è prevista a lato dell'attuale vasca di clorazione.

Per soddisfare il rispetto dei seguenti valori,

- escherichia coli 100 UFC/100 ml per 80%, massimo valore ammesso;
- escherichia coli 100 UFC/100 ml per 80% dei campioni;

la dose di energia che deve essere fornita è fissata in 40 mJ/cm², dose minimale che le lampade devono fornire alla portata idraulica massima sino al termine della vita utile delle lampade.

La pulizia delle lampade, fattore fondamentale per garantire le prestazioni del sistema, dovrà essere eseguita con sistemi meccanici/chimici, con l'uso di prodotti chimici, per l'eliminazione di composti organici ed inorganici depositati sulle lampade.

L'uso di prodotti chimici dovrà essere limitato a prodotti biodegradabili in qualità alimentare in soluzione.

Il sistema prescelto di disinfezione a mezzo UV viene predimensionato tenendo conto del protocollo di verifica *Ultraviolet Disinfection Guidelines for Drinking Water and Water Reuse* NWRI 2000: la dose richiesta sarà calcolata con 65% della trasmittanza a UV 254 utilizzando i seguenti fattori correttivi:

- 70% fattore di vita della lampada nuova;
- 90% fattore di correzione idraulica;
- 80% fattore di trasparenza del tubo in quarzo (fouling factor).

Le lampade devono garantire, dopo 12.000 ore di funzionamento, un'intensità dell'80% rispetto alla lampada nuova.

La dose da somministrare è determinata dal prodotto dell'intensità media degli UV per la durata dell'esposizione ai raggi UV.

Dose (mJ/cm²) = intensità (mW/cm²) x durata esposizione (sec.)

Nel campo delle acque reflue la dose di dimensionamento è fissata in 40 mJ/cm² per acque non da riciclare ma con standard elevato.

Con questa ipotesi l'abbattimento dei coli è garantito di 4 log abbattendo il loro numero da 10⁵ ÷ 10⁶ presenti dopo la filtrazione a 100 coli/100 ml.

Il calcolo del numero delle lampade con dose a fine vita delle lampade pari a 40 mJ/cm² si basa su curve sperimentali che variano da costruttore a costruttore e richiedono una valutazione in sito.

Si assume una curva tipo

$$\text{Dose} = 6.000 \times (\text{portata}/N^{\circ} \text{ lampade})^{-0,9}$$

dove la portata è espressa in litri/minuto.

(espressione validata per una trasmittanza del liquame depurato del 65% dal produttore delle lampade con lampade nuove)

La dose a fine vita degradata dai fattori sopracitati è:

- 40 mJ/cm²/0,7 = 57 (fattore di vita della lampada)
- 57 mJ/cm²/0,7 = 71 (fouling factor per sistema di pulizia automatico non certificato).

L'espressione sarà:

$$71 = 6.000 \times (\text{portata}/N^{\circ} \text{ lampade})^{-0,9}$$

La portata espressa in l/minuto vale 250.00/0,9 (0,9 fattore di correzione idraulico) si ricava il N° delle lampade pari a 200.

La potenza di una singola lampada è di 125 W/cad di UV-C alla lunghezza d'onda di 253,7 nm.

La potenza di ogni banco sarà 25 kW.

La regolazione della potenza del sistema è fondamentale per la riduzione dei consumi elettrici.

13

TRATTAMENTO DEI FANGHI

Attualmente i fanghi vengono trattati dal sedimentatore primario dove vengono pompati i fanghi di supero dell'ossidazione; i fanghi estratti (misti primari + supero) sono inviati al pre-ispessimento e quindi al digestore.

Con la modifica di processo i fanghi verranno inviati direttamente al pre-ispessimento che potrà essere migliorato mediante dosaggio di polimeri.

L'estrazione dei fanghi sarà effettuata dai circuiti dei fanghi di ricircolo con un tenore di sostanza secca di 5/6 kg/m³.

Occorre rimuovere nel momento di punta invernale $\frac{4.220 \text{ kg/d}}{6 \text{ kg/m}^3} = 700 \text{ m}^3/\text{d}$ di fanghi

liquidi.

La portata delle pompe sarà pertanto di $700/24 \cong 30 \text{ m}^3/\text{h}$.

Il comando sarà temporizzato per adattare lo spurgo alle esigenze di gestione del MLSS.

L'allungamento dell'età del fango a 16 giorni provocherà una diminuzione della produzione specifica di fanghi che può essere stimata del 10% con riferimento ad una età attuale di circa 8 giorni.

Unitamente alla diminuzione quantitativa avverrà anche una modifica qualitativa poiché i fanghi che saranno estratti saranno più mineralizzati e quindi nel complesso è prevedibile una diminuzione della produzione del biogas.

Tale diminuzione potrà essere compensata in parte dall'aumento del tempo di residenza nel digestore e quindi con una migliore trasformazione della parte organica.

Per migliorare la sedimentabilità dei fanghi si può prevedere un dosaggio in linea di polimeri.

Dalle esperienze già svolte in questo campo si prevede un dosaggio di prodotto commerciale al 50% di titolo pari a 0,7 kg/10 m³ di fanghi.

Poiché le pompe hanno una capacità di trasferimento di 30 m³/h circa di fanghi, la pompa di dosaggio deve poter iniettare 2,1 kg/h; tale quantitativo sarà fornito da una pompa con regolazione da 0,2 : 8 l/h di polimero.

Il trattamento anaerobico rimane immutato.

14 CONTROLLI E STRUMENTAZIONE

Si prevede di installare un sistema di controllo basato sul PLC (*Programmable Logic Controllers*) con una supervisore e acquisitore dati attraverso un desk top basato su HMI (*Human Machine Interface*).

La comunicazione tra PLC e HMI avverrà via rete *Ethernet*, con fibra ottica.

L'accesso remoto al sistema potrà avvenire tramite linea telefonica e uso di software di accesso remoto.

I livelli di sicurezza sul sistema saranno 4:

- Visitatore: solo visualizzazione nessun controllo;
- Operatore: attivazione macchinari, selezione modi operativi (automatico, remoto, manuale), controllo trend e acquisizione allarmi;
- Supervisore: come operatore ma con possibilità di cambio dei set point;
- Amministratore di sistema: come il Supervisore ma con capacità di modifica HMI e programma dei PLC.

Le operazioni controllate automaticamente saranno:

- Grigliatura;
- Stazione di pompaggio acque grezze;
- Ripartizione delle portate trattamento primario;
- Regolazione dell'O₂ disciolto e della portata dell'aria in ossidazione;
- Filtri cicli lavaggio;
- UV stato lampade.

14.1 Grigliatura

La grigliatura è pilotata dal controllo di livello a monte che segnala l'intasamento della macchina; in alternativa si utilizza il metodo temporizzato che prevede un ciclo di pulizia ogni intervallo prefissato.

14.2 Stazione di pompaggio acque grezze

Le 5 pompe lavorano con la vasca di carico a livello costante e sono attivate in sequenza, quando con tutte le pompe in esercizio il livello raggiunge la soglia di sfioro, si ha la sicurezza di sfiorare la portata eccedente 5Q.

14.3 Ripartizione della portata tra le linee

Effettuata tramite paratoie posizionate negli attuali desabbiatori.

La ripartizione proporzionale alla portata da inviare alla nuova linea gestirà tutte le situazioni di disturbo delle portate indotte dalle piogge con ottimizzazione dei flussi verso l'ossidazione.

14.4 Controllo del sistema di aerazione

Il bacino di aerazione provvede al trattamento delle sostanze carboniose, all'ossidazione del BOD, alla nitrificazione e denitrificazione.

Il controllo del bacino di aerazione comprende il controllo dell'ossigeno disciolto (DO), dei mixers, delle pompe di ricircolo dei nitrati, della portata dell'aria ai diffusori.

Le apparecchiature fondamentali sono:

LINEA 1

- Mixer zona A (3 unità);
- Mixer zona B (2 unità);
- Misura Redox (1 unità);
- Misuratori di ossigeno disciolto (1 unità);
- Misuratori di portata dell'aria (1 unità);
- Valvole di controllo dell'aria (4 unità);
- Misura dei fanghi di ricircolo MLSS (1 unità);
- Pompe dei fanghi di ricircolo (2 unità).

LINEA 2

- Mixer zona A (3 unità);
- Mixer zona B (2 unità);
- Misura Redox (1 unità);
- Misuratori di ossigeno disciolto (1 unità);
- Misuratori di portata dell'aria (1 unità);
- Valvole di controllo dell'aria (4 unità);
- Misura dei fanghi di ricircolo MLSS (1 unità);
- Pompe dei fanghi di ricircolo (2 unità).

COMPRESSORI AERAZIONE

- Compressori (2 unità);
- Valvole di *Blow off* (2 unità);

- Pressione aria (1 unità);
- Temperatura aria (1 unità).

SEPARATORE

- Sistema di abbattimento schiume (2 unità).

POZZO DI DRENAGGIO

- Pompa (1 unità).

I due bacini (Linea 1 e 2) lavorano in parallelo; entrambi sono costituiti da una piccola zona anaerobica, una zona anossica e da una zona aerata che operano in serie.

La zona anaerobica non è aerata e riceve i fanghi di ricircolo miscelandoli con il liquame grezzo.

La zona anossica non è aerata e riceve il liquame in uscita dalla zona anaerobica miscelandolo con il flusso interno di MLSS ricco di nitrati.

La zona aerata ha il fondo occupato dai diffusori di aria a bolle fini che sono ripartiti su quattro rampe ognuna dotata di una propria tubazione di alimentazione.

Ogni bacino è dotato di misura della portata dell'aria e valvola di controllo mentre il misuratore di ossigeno è posizionato in uscita dalla singola linea e misura in continuo la concentrazione di ossigeno disciolto nel MLSS.

Basandosi su questa misura viene variata la posizione delle valvole di regolazione dell'aria per raggiungere il valore di ossigeno disciolto (DO) di set point.

I mixer posizionati nelle zone anossiche sono continuamente in esercizio per mantenere miscelati i fanghi e i liquami.

Una pompa sommersa posizionata in uscita da ogni bacino ricircola i nitrati nel comparto anossico con una portata pari a oltre 200% della portata influente.

14.5 Sistema dei compressori

I compressori sono dotati di sistema di avviamento con *soft start* e producono aria per entrambi i bacini.

L'aria è aspirata da un sistema di filtrazione che garantisce la pulizia delle macchine e del sistema di diffusione.

I compressori variano la portata dell'aria al fine di mantenere nel distributore dell'aria ai due bacini il set point di pressione stabilito.

La valvola di *blow off* è aperta quando la regolazione al minimo dei compressori eccede la richiesta da parte del sistema di ossidazione (esempio per lunghi periodi di pioggia con basso carico in ingresso alle vasche di ossidazione) e alla partenza della macchina.

14.6 Abbattimento schiume

Il sistema di abbattimento schiume viene attivato manualmente in occasione delle attività manutentive.

14.7 Drenaggio vasche (linea 1 e 2)

Il pozzo di drenaggio per lo smaltimento delle acque di scarico viene attivato manualmente in occasione delle previste attività manutentive.

14.8 Impianto ricircolo fanghi

Le pompe di ricircolo fanghi dei sedimentatori finali sono continuamente in esercizio e dotate di riserva pronta all'avviamento.

14.9 Regolazione impianto UV

Altro elemento determinante per la gestione energetica dell'impianto, sarà la disinfezione a mezzo UV.

Anche in questo caso un PLC locale regola, con un set point basato sull'intensità emessa dalle lampade e sulla portata che transita nei canali, la dose di UV regolando quindi la potenza utilizzata.

Le canalizzazioni ospitanti le lampade sono sempre allagate ma il sistema è regolato per garantire la propria prestazione con il numero minimo di banchi di lampade in esercizio.

Un misuratore di torbidità permetterà l'attivazione del sistema.

La potenza complessiva del sistema $3 \times 25 = 75$ kW sarà impegnata solo per i giorni di pioggia stimati in 60 anno – 1440 ore – per le rimanenti ore si stima una portata del 33% sul totale installato.

In base a esperienze analoghe il consumo elettrico totale sarà:

$$1.440 \times 75 =$$

$$(8.760 - 1.440) \times 0,33 \times 75 = \underline{181.170 \text{ kWh}}$$

$$\text{Totale} \quad 289.170 \text{ kWh/anno}$$

Tale consumo è inferiore a quello che si avrebbe con l'uso dell'ipoclorito di Sodio (NaOCl).

In particolare un dosaggio di ipoclorito di 20 mg/l (20 g/m³) sull'acqua in uscita, dosando ipoclorito di sodio con Cl₂ pari al 15%, con il tempo di contatto 15-20' garantiti dalla vasca esistente, si dovrebbe dosare:

$$4 \div 5 \text{ mg/l di Cl}_2 \text{ corrispondenti a } 26-33 \text{ mg/l di NaOCl.}$$

La produzione industriale e il trasporto nell'impianto dell'ipoclorito richiedono un fabbisogno energetico che è stato stimato per un dosaggio standard di 20 mg/l di NaOCl pari a 66 kW/1000 m³ trattati, nel nostro caso quindi si consumerebbe alla concentrazione più bassa un valore:

$$\frac{26}{20} \times 66 = 85,8 \text{ kW/1.000 m}^3 \text{ trattati}$$

Con riferimento alla portata trattabile di 7.884.000 m³/anno il consumo energetico complessivo sarebbe di:

$$\frac{7.884.000}{1.000} \times 85,8 = 676.447 \text{ kW}$$

Che verrebbero pagati in €/T di acquisto del prodotto con un consumo energetico in impianto dovuto al dosaggio minimale (qualche migliaio di kW/anno).

Tale indicatore è anche sintomatico di una sensibilità al mercato energetico del prodotto che attualmente (aprile 2012) è venduto ad un prezzo di 145 €/T.

14.10 Filtrazione finale

I 6 filtri (5+1) installati sono in grado di trattare tutta la portata prevista nei comparti ossidativi (2 x Q); in condizioni normali i filtri a tela sono fermi e i liquami li attraversano per caduta.

In caso di intasamento delle tele si attiva il controlavaggio che può avvenire con comando asservito:

- in base ad un livello selezionato;
- ad un intervallo di tempo;
- manualmente dall'operatore;
- per un massimo livello a monte.

Durante il controlavaggio il filtro è fatto ruotare per permettere la pulizia integrale del disco filtrante; ad intervalli predeterminati viene avviato il ciclo fanghi che spurga il fondo delle vasche di contenimento dei filtri dai depositi di fanghi per evitare il loro consolidamento.

Ogni filtro è dotato di un proprio PLC con tutte le logiche di controllo che viene posto al piano di calpestio ed interfacciato con il supervisore presso la palazzina degli uffici.

15 MACCHINARI E RELATIVA POTENZA INSTALLATA

I macchinari principali sono costituiti dai seguenti elementi.

15.1 Paratoie

Le paratoie sono collocate nel comparto ossidativo per consentire di isolare un bacino alla volta e saranno realizzate in acciaio INOX AISI 304.e dotate di attuatore elettrico.

Dimensioni:

- base = 1.500 mm;
- altezza = 2.000 mm.

15.2 Mixer

Per ciascuna delle due linee, sono previsti i seguenti mixer di miscelazione:

Vasca anossica (A):	N. 3 per 5,5 kW/cad;
Vasca anossica/ossidazione (B):	N. 2 per 5,5 kW/cad;
Vasca ossidazione/anossica (E):	N. 2 per 5,5 kW/cad (sola predisposizione).

15.3 Compressori (2 macchine)

Potenza:	160 kW/cad
Portata	6.000 Nm ³ /h/cad
Prevalenza	600 mbar

15.4 Elettropompe sommergibili

Stazione di sollevamento esistente :	N. 2 per 48 kW/cad;
Ricircolo fanghi:	N. 4 per 18,5 kW/cad;
Pompa spurgo fanghi:	N. 1 per 3 kW/cad (30 m ³ /h x 20 m);
Pompa drenaggio:	N. 1 per 20 kW/ cad (200 m ³ /h x 24 m);
Pompa sommersa MLSS;	N. 2 per 10 kW/cad.

15.5 Filtrazione finale

Filtri	N. 6 per 17 kW/cad
Superficie filtrante di ogni filtro	90 m ²

15.6 Disinfezione finale

UV	N. 3 banchi per 20 kW/cad
----	---------------------------

15.7 Sedimentatore secondario

Ponte raschiatore a lama di fondo:	17 m di raggio;
Unità dosaggio polimeri:	N. 1, capacità 20 l/h;
Valvole motorizzate per aria:	N. 6, DN 150.

16 FASI REALIZZATIVE

La realizzazione della nuova ossidazione e del sedimentatore secondario interesserà un'area localizzata al di fuori della zona operativa dell'impianto esistente che pertanto potrà regolarmente funzionare fino alla ultimazione delle stesse.

Maggior impatto comporterà invece la realizzazione del comparto di filtrazione che richiede la completa trasformazione dell'attuale vasca di clorazione non utilizzata; in questa vasca, con demolizioni controllate del fondo e realizzazione di opportuni setti e canalizzazioni, saranno realizzate le sedi per i filtri a disco/tela.

Lateralmente sul versante sud della vasca di clorazione saranno ricavate le canalette per il montaggio della lampade ad UV su 3 canali in parallelo; tale intervento richiede lo scavo di un'area attualmente non utilizzata; queste opere richiederanno una attenzione maggiore poiché interferiscono con la gestione dell'impianto.

Nella seconda fase costruttiva si prevede la realizzazione delle interconnessioni idrauliche tra opere esistenti di pretrattamento e la nuova vasca di ossidazione, e tra nuova vasca di ossidazione, vecchio sedimentatore e nuovo sedimentatore.

Queste opere risultano impegnative poiché richiederanno la fermata totale dell'impianto per un periodo di circa 4 settimane nella sezione desabbatura/**sedimentazione primaria**.

Per limitare l'impatto sul corpo idrico si prevede di montare una tubazione provvisoria di collegamento tra la stazione di sollevamento esistente e l'ossidazione biologica esistente, alimentando quest'ultima con liquame non desabbiato.

Durante questo periodo si eseguiranno le interconnessioni tra pretrattamenti e la nuova ossidazione; si modificheranno i collegamenti del vecchio sedimentatore finale e si

realizzerà il collegamento dello scarico al punto di ripartizione finale a monte della filtrazione.

Finiti questi collegamenti potrà essere avviata la nuova sezione di ossidazione utilizzando il fango di supero della linea esistente.

Avviata la nuova ossidazione, potrà essere attivato il ripartitore delle portate presso il sedimentatore primario che in condizioni normali (tempo asciutto) sarà vuoto e pronto per essere attivato con portate di pioggia > 2Q.

La sezione di filtrazione richiederà per l'attivazione una fermata di almeno 2 settimane dell'attuale sistema di scarico per l'adattamento delle paratoie e dello sfioratore di ripartizione delle portate.

Anche in questo caso occorre realizzare una stazione di sollevamento o un collegamento provvisorio per garantire lo scarico dell'impianto.

Ulteriori fermate sono da prevedere per adattamento degli impianti elettrici che potranno essere gestiti con l'utilizzo di un gruppo elettrogeno di adeguata capacità.

Complessivamente è prevedibile che per 3 mesi non potranno essere rispettati sia i quantitativi trattati sia la qualità dei liquami trattati.

Durante questi periodi non saranno trattati rifiuti conferiti dall'esterno.

Riassunto della fasi realizzative:

Fase 1 – Realizzazione vasca ossidazione e sedimentatore finale;

Fase 2 – Realizzazione filtri e UV;

Fase 3 – Arresto pretrattamenti e collegamento nuova ossidazione;

Fase 4 – Modifica scarichi sedimentatori finali;

Fase 5 – Collegamenti scarichi sedimentatore finale;

Fase 6 – Attivazione filtrazione;

Fase 7 – Attivazione UV;

Fase 8 – Riattivazione pretrattamenti e attivazione collegamenti alla nuova ossidazione;

Fase 9 – Attivazione nuova ossidazione.

17

CONSUMI ENERGETICI

Utilizzo delle macchine

Mixer (vasca A)	N. 3 x 24 h x 5,5	=	396 kWh/d	(100%)
Mixer (vasca B)	N. 2 x 24 h x 5,5	=	264 kWh/d	(100%)
Compressori (*)	N. 1 x 24 h x 160	=	3.840 kWh/d	(100%)
Pompa MLSS	N. 2 x 24 h x 10	=	480 kWh/d	(100%)
Ricircolo (*)	N. 2 x 24 h x 18,5	=	888 kWh/d	(100%)
Spurgo	N. 1 x 12 h x 3	=	36 kWh/d	(50%)
UV	(rif. punto 14.9)	=	792 kWh/d	(44%)
Filtri (*)	N. 5 x 12 h x 17	=	<u>1.020</u> kWh/d	(50%)

Totale 7.716 kWh/d

(*) escluso riserva

Consumo annuo circa 2.800.000 kWh pari quindi a 280.000 €/anno.

18 PROFILO IDRAULICO E REGOLAZIONE IDRAULICA

18.1 Stazione di sollevamento iniziale

Attualmente nella stazione sono installate n. 5 pompe con portate diverse; la somma delle loro portate è di circa 2.100 m³/h.

Si prevede la rimozione delle due pompe più vecchie e l'installazione di n. 2 nuove pompe sommergibili con portate di 400 l/sec (1.440 m³/h) cadauna; la nuova configurazione avrà quindi capacità complessiva pari a circa 4.000 m³/h.

Le elettropompe installate nella vasca esistente lavorano con quota media nella vasca pari a 284,00 m s.l.m. (Max 284,50) e quota minima 283,50 m s.l.m..

Le condotte sboccano a quota 290,50 m s.l.m. sovrappassando con doppia curva (180°) il muro di contenimento della vasca posto a quota 290,15 m s.l.m.; la prevalenza geodetica risulta quindi pari a quindi 6 ÷ 7 m.

La perdita della condotta prementi è calcolata con :

- perdita curva immersa DN 300:	$0,4 * \frac{5,66^2}{19,62}$	=	0,65 m
- cono divergente DN 300/DN 500, L= 6 m (α 18,92):		=	0,65 m
- doppia curva 90° (180°):	$0,43 * \frac{2,03^2}{19,62}$	=	0,09 m
- sbocco:	$1 * \frac{2,03^2}{19,62}$	=	0,21 m
- H geodetica max:		=	7 ÷ 6 m
- prevalenza max:		=	8,6 m
- prevalenza min:		=	7,6 m

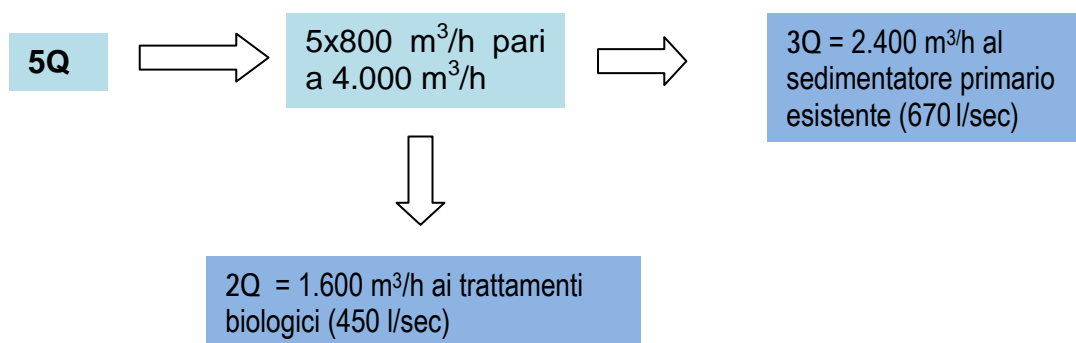
da cui si ricavano le caratteristiche di una pompa media commerciale $P\eta = 55$ kW dal peso di 1.250 kg circa.

Le nuove pompe saranno dotate di variatore di frequenza per la regolazione della portata nel campo 280-400 l/sec.

18.2 Collegamento idraulici

Per ripartire le portate a monte o a valle del sedimentatore primario occorre poter disporre di adeguate perdite di carico.

Si prevede di realizzare un ripartitore a monte del sedimentatore primario in modo da poter suddividere in modo corretto le portate in ingresso già sollevate dalle pompe (potenzialità globale pari a 4000 m³/h); tale portata è così suddivisibile:



La ripartizione risulta fattibile con n. 2 paratoie motorizzate.

18.3 Ripartizione portate

Nei due dissabbiatori verrà modificata la canaletta di sfioro delle morchie oleose non utilizzate.

Tale canaletta verrà ampliata in modo da creare uno stramazzo in parete sottile, nella vasca di destra alimentante la nuova linea e rispettivamente:

Lunghezza: 3 m;

H = 18 cm;

portata: 450l/s

Lo stramazzo sarà posto a quota 289,10 m s.l.m..

Il livello nella vasca è controllato da n. 2 misuratori ad ultrasuoni, uno in ridondanza dell'altro; al superamento della quota 289,10 + 0,18 m, con la dovuta isteresi, si apriranno le paratoie di alimentazione del sedimentatore primario che saranno motorizzate, mantenendo il livello costante nella vasca di dissabbiatura.

Un interruttore di livello posto a quota 290,00 m s.l.m. circa, blocca il funzionamento di una pompa ed attiva un allarme ad impedire il trabocco della vasca nel caso non si aprissero le due paratoie.

Le due paratoie a servizio del sedimentatore primario hanno il bordo superiore tracimabile posto a quota 289,40 m s.l.m.; in caso di mancata apertura vengono tracimate per circa 50/60 cm, dopodiché avviene l'interruzione dell'alimentazione di una pompa.

Le due paratoie di dimensione BxH = 80x50 cm cadauna, con 50 cm di carico, sono in grado di far transitare 4.000 m³/h con ampio margine di sicurezza prima che i livelli raggiungano una quota tale da determinare l'attivazione dell'allarme.

Le condotte di sfioro saranno realizzate in lamiera di acciaio INOX (dim. 500x500) con una pendenza verso i pozzetti superiore alla pendenza critica che è stimabile con la formula:

$$i_c = \frac{g}{X^2} \text{ utilizzando } X = 100 \frac{19,62}{10.000} = 2\text{‰ circa}$$

Con questa pendenza il condotto è in grado di trasportare le portate fissate garantendo un franco allo stramazzo.

18.4

Canaletta di alimentazione nuova vasca di ossidazione

Calcolo perdite di carico distribuite

Portata massima	1600 m ³ /h (450 l/sec)
Livello massimo sul ripartitore a monte	289,28 m s.l.m.
Livello nella vasca di ripartizione (vasca anaerobica)	288,20 m s.l.m.
Livello sulla vasca di ossidazione (vasca A)	287,70 m s.l.m.
Differenza di quota	1,58 m
Lunghezza condotta	140 m
Diametro condotta	800 mm
<u>Totale perdite distribuite:</u>	<u>17 cm</u>

Calcolo perdite di carico concentrate

n. 2 Curve 90°	$2 \times 0,29 \frac{V^2}{2g} = 0,58$
n. 1 Curva 45°	$1 \times 0,17 \frac{V^2}{2g} = 0,17$
Sbocco nel pozzetto	$1 \frac{V^2}{2g} = 1,00$
Imbocco iniziale	$0,5 \frac{V^2}{2g} = 0,5$
Misuratore di portata	$0,1 \frac{V^2}{2g} = 0,1$
	<hr/>
Sommano	$2,35 \frac{V^2}{2g}$
Velocità nel tubo diametro 800 = 0,9 m/sec =	$\frac{V^2}{2g} = 0,04 \text{ m}$
<u>Totale perdite concentrate: 2,35 x 0,04 = 9,4 cm approssimato a 10 cm.</u>	

Totale perdite di carico (concentrate+distribuite): 17+10=27 cm, approssimato a 30 cm circa.

18.5 Pompe di ricircolo dei fanghi (nuova linea di ossidazione)

Il ricircolo dei fanghi dai due sedimentatori finali alla nuova vasca di ossidazione, richiede il pompaggio di:

- 300 l/sec dal nuovo sedimentatore;
- 240 l/sec dal vecchio sedimentatore;

per un totale complessivo di 540 l/s.

Le perdite di carico sulle tubazioni di collettamento fanghi saranno diverse per ognuna delle linee dei sedimentatori (sedimentatori esistenti e nuovo sedimentatore in progetto); pertanto è necessario sdoppiare la stazione di sollevamento pur ospitando in un unico edificio le opere elettromeccaniche.

1) Nuovo sedimentatore finale

Livello sedimentatore finale 286,60 – 288,20 m s.l.m . = 1,60 m altezza geodetica

Perdite nella tubazione a gravità DN 500 L= 30 m circa = 0,20 m

Perdite nella tubazione in pressione DN 400 L=40 m c.a = 0,90 m

Perdite imbocco sbocco $1,5 \frac{V^2}{2g}$ = 0,10 m

Perdite circuito (curve, valvole, clapet) = 0,80 m

totale = 3,60 m

Macchina necessaria oltre alla riserva: 21 kW – mandata DN 400 – 5 m circa.

2) Vecchio sedimentatore finale (esistente)

Livello sedimentatore finale 286,30 – 288,20 m s.l.m. = 1,90 m altezza geodetica

Perdite nella tubazione a gravità DN 500 L= 160 m circa = 0,70 m

Perdite nella tubazione in pressione DN 400 L=40 m c.a = 0,60 m

Perdite imbocco sbocco $1,5 \frac{V^2}{2g}$ = 0,20 m

Perdite circuito (curve, valvole, clapet) = 0,90 m

totale = 4,30 m

Macchina necessaria oltre alla riserva: 21 kW – mandata DN 400 – 6 m circa.

Nel locale pompe di ricircolo troverà spazio anche la pompa per lo spurgo dei fanghi di supero che avrà capacità di 30 m³/h – potenza 5 kW – prevalenza 20 m – mandata DN 100.

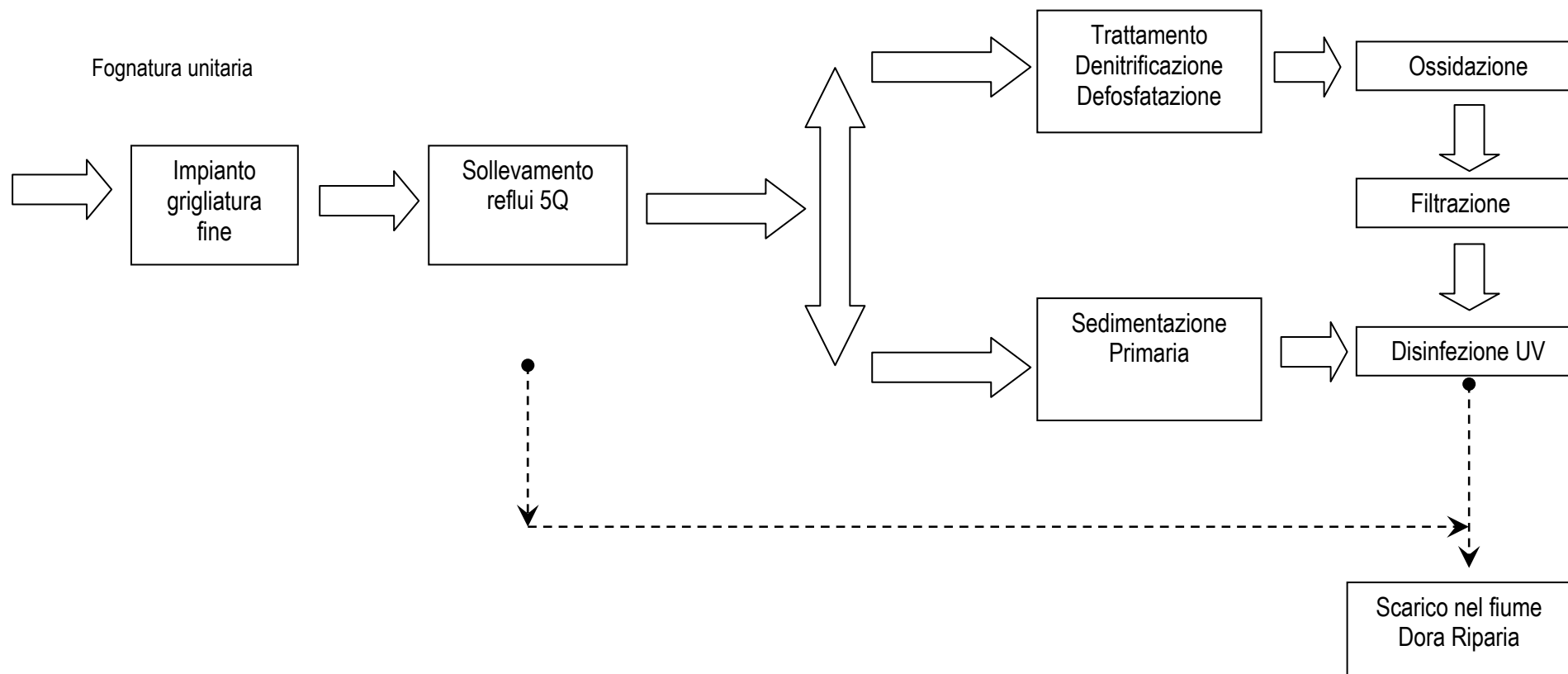
Le pompe di ricircolo avranno funzionamento in continuo 24/24 h.

ALLEGATO 1 - Adeguamento dell'impianto di depurazione esistente: schema di
ripartizione delle portate reflue da trattare

IMPIANTO PIANEZZA

Applicazione Regolamento 17/R del 16/12/2008

Q = portata media giornaliera 19200 m³/d



ALLEGATO 2 - Output di calcolo del software DWA secondo le norme STANDARD-ATV-DVWK-A 131 E: dimensionamento complessivo dell'impianto di trattamento



Belebungs-Expert
Calculation of single stage activated sludge plants
according to ATV-DVWK Standard A-131

Project: AIDA - DIMENSIONAMENTO TOTALE

Calculated by: HYDRODATA

Date: 16/03/2012

Configuration of plant:

- ☐ Anaerobic mixing tank
- ☐ Activated sludge tank(s)
- ☐ Secondary settling

Treatment objectives:

- ☐ Removal of org. carbon
- ☐ Nitrification
- ☐ Denitrification

Denitrification process: Pre-anoxic zone denitrification

Secondary settling: Type of tank(s) Circular tank, Flow characteristics horizontal, Blade scraper

Size class and load cases:

Size class: 4000 kg BOD₅/d

Calculated load cases:

- ☐ Load case 1: Dimensioning
- ☐ Load case 2: Proof of nitrification with lowest temperature
- ☐ Load case 3: Calculation of oxygen uptake with highest temperature
- ☐ Load case 4: Special load

Calculation based on BOD

	Load case	1	2	3	4
Inflow:					
Daily dry weather flow rate	Q _{DW,d}	19200	19200	19200	19200 m ³ /d
Hourly dry weather flow as 2hr mean	Q _{DW,h}	800	800	800	800 m ³ /h
Concentrations:					
COD	C _{COD,IAT}	430	430	430	430 mg/l
Dissolved COD	S _{COD,IAT}	0	0	0	0 mg/l
BOD ₅	C _{BOD,IAT}	164	164	164	164 mg/l
COD/BOD ₅ ratio	-	2,62	2,62	2,62	2,62 -
Filterable solids	X _{SS,IAT}	350	350	350	350 mg/l
Total Kjeldahl-Nitrogen	C _{TKN,IAT}	40,0	40,0	40,0	40,0 mg/l
Ammonia nitrogen	S _{NH4,IAT}	30,0	30,0	30,0	30,0 mg/l
Nitrate nitrogen	S _{NO3,IAT}	1,5	1,5	1,5	1,5 mg/l
Phosphorus	C _{P,IAT}	4,6	4,6	4,6	4,6 mg/l
Alkalinity	S _{ALK,IAT}	6,00	6,00	6,00	6,00 mmol/l
Load:					
COD	B _{d,COD}	8256	8256	8256	8256 kg/d
Dissolved COD	B _{d,SCOD}	0	0	0	0 kg/d
BOD ₅	B _{d,BOD}	3149	3149	3149	3149 kg/d
Filterable solids	B _{d,XSS}	6720	6720	6720	6720 kg/d
Total Kjeldahl-Nitrogen	B _{d,TKN}	768,0	768,0	768,0	768,0 kg/d
Ammonia nitrogen	B _{d,NH4}	576,0	576,0	576,0	576,0 kg/d
Nitrate nitrogen	B _{d,NO3}	28,8	28,8	28,8	28,8 kg/d
Phosphorus	B _{d,P}	88,3	88,3	88,3	88,3 kg/d

Biological reactor, Load case 1:

Temperature in the biol. reactor	T	12,0 Deg C
----------------------------------	---	------------

Nitrogen balance:

Influent C _{TKN} + S _{NO3}	C _N	41,5 mg/l
Nitrogen incorporated in biomass	X _{orgN,BM}	8,2 mg/l
Ammonia nitrogen in the effluent	S _{NH4,EST}	2,0 mg/l
Organic nitrogen in the effluent	S _{orgN,EST}	2,0 mg/l
Nitrogen nitrified	S _{NO3,N}	27,8 mg/l
Nitrate nitrogen in the effluent (Setpoint)	S _{NO3,EST}	10,0 mg/l
Nitrogen to denitrify	S _{NO3,D}	19,3 mg/l
Required denitrification capacity	S _{NO3,D/CBOD}	0,118 kg/kg
Chosen denitrification share	V _{D/VAT}	0,25 -
Existing denitrification capacity	S _{NO3,D/CBOD}	0,121 kg/kg
Nitrate nitrogen denitrified	S _{NO3,D}	19,8 mg/l
Nitrate nitr. in the effluent (existing)	S _{NO3,EST}	9,5 mg/l
Required recirculation ratio	RC	1,78 -

Phosphorus removal:

Volume of anaerobic mixing tank(s)	V _{BioP}	800 m ³
Contact time in the anaerobic tank(s) (with Q _{DW,h} , RS=1)	t _{BioP}	0,5 h
Phosphorus in the influent	C _{P,IAT}	4,6 mg/l
Embedded in biomass (normal uptake)	X _{P,BM}	1,6 mg/l
Embedded in biomass (enhanced uptake)	X _{P,BioP}	2,5 mg/l
Phosphorus in the effluent (existing)	S _{PO4,EST}	0,5 mg/l

Dry matter suspended solids in the biological reactor:

Permitted susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SS _{AT}	3,15 kg/m ³
Chosen susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SS _{AT}	3,15 kg/m ³

Sludge age and load specifics:

Required sludge age	t _{SS,Dim}	9,7 d
Required mass of suspended solids	req.M _{SS,AT}	47250 kg
Required volume of biol. reactor	V _{AT}	16827 m ³
Chosen volume of biol. reactor	V _{AT}	15000 m ³
Sludge age (existing)	t _{SS}	8,6 d
Aerobic sludge age (existing)	t _{SS,aer.}	6,4 d
Safety factor (existing)	SF	1,41 -
BOD ₅ volume load	B _{R,BOD}	0,21 kg/(m ³ *d)
BOD ₅ sludge load	B _{SS,BOD}	0,07 kg/(kg*d)

Sludge production:

...from carbon removal	SP _{d,C}	5370 kg/d
...from external carbon source	SP _{d,extC}	0 kg/d
...from biol. phosphorus removal	SP _{d,BioP}	142 kg/d
...from precipitation	SP _{d,Prec}	0 kg/d
Total daily sludge production	SP _d	5511 kg/d

Oxygen uptake:

...for carbon removal	OU _{d,C}	3269 kg/d
...for nitrification	OU _{d,N}	2295 kg/d
...carbon removal by denitrification	OU _{d,D}	-1105 kg/d

Total daily uptake	OU _d	4459 kg/d
Peak factor carbon respiration	f _C	1,20 -
Peak factor ammonium oxidation	f _N	2,00 -
Maximum hourly uptake rate	OU _h	281,4 kg/h
Required oxygen transfer	alpha*OC _h	281,4 kg/h
Alkalinity:		
Alkalinity in the effluent	SALK,EST	3,48 mmol/l

Biological reactor, Load case 2:

Temperature in the biol. reactor	T	10,0 Deg C
----------------------------------	---	------------

Nitrogen balance:

Influent C _{TKN} + S _{NO3}	C _N	41,5 mg/l
Nitrogen incorporated in biomass	X _{orgN,BM}	8,2 mg/l
Ammonia nitrogen in the effluent	S _{NH4,EST}	2,0 mg/l
Organic nitrogen in the effluent	S _{orgN,EST}	2,0 mg/l
Nitrogen nitrified	S _{NO3,N}	27,8 mg/l
Chosen denitrification share	V _D /V _{AT}	0,25 -
Existing denitrification capacity	S _{NO3,D/CBOD}	0,121 kg/kg
Nitrate nitrogen denitrified	S _{NO3,D}	19,4 mg/l
Nitrate nitr. in the effluent (existing)	S _{NO3,EST}	9,9 mg/l

Phosphorus removal:

Volume of anaerobic mixing tank(s)	V _{BioP}	800 m ³
Contact time in the anaerobic tank(s) (with Q _{DW,h} , RS=1)	t _{BioP}	0,5 h
Phosphorus in the influent	C _{P,IAT}	4,6 mg/l
Embedded in biomass (normal uptake)	X _{P,BM}	1,6 mg/l
Embedded in biomass (enhanced uptake)	X _{P,BioP}	0,8 mg/l
Phosphorus in the effluent (existing)	S _{PO4,EST}	2,1 mg/l

Dry matter suspended solids in the biological reactor:

Permitted susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SS _{AT}	3,15 kg/m ³
Chosen susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SS _{AT}	3,20 kg/m ³

Sludge age and load specifics:

Required sludge age	t _{SS}	9,3 d
Aerobic sludge age (existing)	t _{SS,aer.}	7,0 d
Safety factor (existing)	SF	1,25 -
BOD ₅ volume load	B _{R,BOD}	0,21 kg/(m ³ *d)
BOD ₅ sludge load	B _{TS,BOD}	0,07 kg/(kg*d)

Sludge production:

...from carbon removal	SP _{d,C}	5398 kg/d
...from external carbon source	SP _{d,extC}	0 kg/d
...from biol. phosphorus removal	SP _{d,BioP}	47 kg/d
...from precipitation	SP _{d,Prec}	0 kg/d
Total daily sludge production	SP _d	5445 kg/d

Oxygen uptake:

...for carbon removal	OU _{d,C}	3228 kg/d
...for nitrification	OU _{d,N}	2295 kg/d
...carbon removal by denitrification	OU _{d,D}	-1079 kg/d
Total daily uptake	OU _d	4445 kg/d
Peak factor carbon respiration	f _C	1,20 -
Peak factor ammonia oxidation	f _N	2,00 -
Maximum hourly uptake rate	OU _h	280,8 kg/h
Required oxygen transfer	alpha*OC _h	280,8 kg/h

Alkalinity:

Alkalinity in the effluent	S _{ALK,EST}	3,45 mmol/l
----------------------------	----------------------	-------------

Biological reactor, Load case 3:

Temperature in the biol. reactor	T	20,0 Deg C
----------------------------------	---	------------

Nitrogen balance:

Influent $C_{TKN} + S_{NO3}$	C_N	41,5 mg/l
Nitrogen incorporated in biomass	$X_{orgN,BM}$	8,2 mg/l
Ammonia nitrogen in the effluent	$S_{NH4,EST}$	2,0 mg/l
Organic nitrogen in the effluent	$S_{orgN,EST}$	2,0 mg/l
Nitrogen nitrified	$S_{NO3,N}$	27,8 mg/l
Nitrate nitrogen in the effluent (Setpoint)	$S_{NO3,EST}$	10,0 mg/l
Nitrogen to denitrify	$S_{NO3,D}$	19,3 mg/l
Required denitrification capacity	$S_{NO3,D}/C_{BOD}$	0,118 kg/kg
Chosen denitrification share	V_D/V_{AT}	0,40 -
Existing denitrification capacity	$S_{NO3,D}/C_{BOD}$	0,152 kg/kg
Nitrate nitrogen denitrified	$S_{NO3,D}$	21,4 mg/l
Nitrate nitr. in the effluent (existing)	$S_{NO3,EST}$	7,9 mg/l
Required recirculation ratio	RC	1,78 -

Phosphorus removal:

Volume of anaerobic mixing tank(s)	V_{BioP}	800 m ³
Contact time in the anaerobic tank(s) (with $Q_{DW,h}$, RS=1)	t_{BioP}	0,5 h
Phosphorus in the influent	$C_{P,IAT}$	4,6 mg/l
Embedded in biomass (normal uptake)	$X_{P,BM}$	1,6 mg/l
Embedded in biomass (enhanced uptake)	$X_{P,BioP}$	2,5 mg/l
Phosphorus in the effluent (existing)	$S_{PO4,EST}$	0,5 mg/l

Dry matter suspended solids in the biological reactor:

Permitted susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SSAT	3,15 kg/m ³
Chosen susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SSAT	2,80 kg/m ³

Sludge age and load specifics:

Sludge age (existing)	tSS	7,9 d
Aerobic sludge age (existing)	tSS,aer.	4,8 d
Safety factor (existing)	SF	2,28 -
BOD ₅ volume load	$B_{R,BOD}$	0,21 kg/(m ³ *d)
BOD ₅ sludge load	$B_{SS,BOD}$	0,07 kg/(kg*d)

Sludge production:

...from carbon removal	$SP_{d,C}$	5154 kg/d
...from external carbon source	$SP_{d,extC}$	0 kg/d
...from biol. phosphorus removal	$SP_{d,BioP}$	142 kg/d
...from precipitation	$SP_{d,Prec}$	0 kg/d
Total daily sludge production	SP_d	5296 kg/d

Oxygen uptake:

...for carbon removal	$OU_{d,C}$	3587 kg/d
...for nitrification	$OU_{d,N}$	2295 kg/d
...carbon removal by denitrification	$OU_{d,D}$	-1189 kg/d
Total daily uptake	OU_d	4693 kg/d
Peak factor carbon respiration	f_C	1,20 -
Peak factor ammonia oxidation	f_N	2,00 -
Maximum hourly uptake rate	OU_h	291,2 kg/h

Required oxygen transfer

 $\alpha \cdot OC_h$ 291,2 kg/h**Alkalinity:**

Alkalinity in the effluent

SALK,EST 3,59 mmol/l

Biological reactor, Load case 4:

Temperature in the biol. reactor	T	25,0 Deg C
----------------------------------	---	------------

Nitrogen balance:

Influent $C_{TKN} + S_{NO3}$	C_N	41,5 mg/l
Nitrogen incorporated in biomass	$X_{orgN,BM}$	8,2 mg/l
Ammonia nitrogen in the effluent	$S_{NH4,EST}$	2,0 mg/l
Organic nitrogen in the effluent	$S_{orgN,EST}$	2,0 mg/l
Nitrogen nitrified	$S_{NO3,N}$	27,8 mg/l
Nitrate nitrogen in the effluent (Setpoint)	$S_{NO3,EST}$	10,0 mg/l
Nitrogen to denitrify	$S_{NO3,D}$	19,3 mg/l
Required denitrification capacity	$S_{NO3,D}/C_{BOD}$	0,118 kg/kg
Chosen denitrification share	V_D/V_{AT}	0,30 -
Existing denitrification capacity	$S_{NO3,D}/C_{BOD}$	0,148 kg/kg
Nitrate nitrogen denitrified	$S_{NO3,D}$	21,4 mg/l
Nitrate nitr. in the effluent (existing)	$S_{NO3,EST}$	7,9 mg/l
Required recirculation ratio	RC	1,78 -

Phosphorus removal:

Volume of anaerobic mixing tank(s)	V_{BioP}	800 m ³
Contact time in the anaerobic tank(s) (with $Q_{DW,h}$, RS=1)	t_{BioP}	0,5 h
Phosphorus in the influent	$C_{P,IAT}$	4,6 mg/l
Embedded in biomass (normal uptake)	$X_{P,BM}$	1,6 mg/l
Embedded in biomass (enhanced uptake)	$X_{P,BioP}$	2,5 mg/l
Phosphorus in the effluent (existing)	$S_{PO4,EST}$	0,5 mg/l

Dry matter suspended solids in the biological reactor:

Permitted susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SSAT	3,15 kg/m ³
Chosen susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SSAT	2,50 kg/m ³

Sludge age and load specifics:

Sludge age (existing)	t_{SS}	7,2 d
Aerobic sludge age (existing)	$t_{SS,aer.}$	5,1 d
Safety factor (existing)	SF	3,96 -
BOD ₅ volume load	$B_{R,BOD}$	0,21 kg/(m ³ *d)
BOD ₅ sludge load	$B_{SS,BOD}$	0,08 kg/(kg*d)

Sludge production:

...from carbon removal	$SP_{d,C}$	5050 kg/d
...from external carbon source	$SP_{d,extC}$	0 kg/d
...from biol. phosphorus removal	$SP_{d,BioP}$	142 kg/d
...from precipitation	$SP_{d,Prec}$	0 kg/d
Total daily sludge production	SP_d	5192 kg/d

Oxygen uptake:

...for carbon removal	$OU_{d,C}$	3739 kg/d
...for nitrification	$OU_{d,N}$	2295 kg/d
...carbon removal by denitrification	$OU_{d,D}$	-1189 kg/d
Total daily uptake	OU_d	4845 kg/d
Peak factor carbon respiration	f_C	1,20 -
Peak factor ammonia oxidation	f_N	2,00 -
Maximum hourly uptake rate	OU_h	297,5 kg/h

Required oxygen transfer

 $\alpha \cdot \text{OC}_h$ 297,5 kg/h**Alkalinity:**

Alkalinity in the effluent

 $S_{\text{ALK,EST}}$ 3,59 mmol/l

Secondary settling

Type of tank(s): Circular tank

Flow characteristics: horizontal

Type of scraper: Blade scraper

Decisive wastewater flow

 $Q_{WW,H}$ 1600 m³/h**Sludge volume index, Return sludge ratio:**

Sludge volume index (chosen)

SVI 120 l/kg

Thickening time

 t_{Th} 2,0 h

Suspended solids in the bottom sludge

SS_{BS} 10,5 kg/m³Chosen ratio SS_{RS}/SS_{BS}

0,70 -

Suspended solids in return sludge

SS_{RS} 7,3 kg/m³Chosen return sludge ratio with $Q_{h,WW}$

RS 0,75 -

Permitted susp. solids concentration in the influent

SS_{IST} 3,15 kg/m³

Chosen susp. solids concentration in the influent

SS_{EAT} 3,15 kg/m³**Surface area, Number and dimension of tank(s):**

Permitted sludge volume load

qSV 500 l/(m²*h)

Permitted surface overflow rate

qA 1,60 m/h

Required surface area

A_{ST} 1210 m²

Number of tanks

a 2

Required diameter

D_{ST} 27,75 m

Chosen diameter

D_{ST} 30,00 m

Diameter of stilling drum

D_{SD} 0,00 m

Surface area (existing)

A_{ST} 1414 m²

Sludge volume load (existing)

qSV 428 l/(m²*h)

Surface overflow rate (existing)

qA 1,13 m/h

Depth of tank(s):

Clear water zone

h₁ 0,93 m

Separation / Return flow zone

h₂ 1,59 m

Density flow / Storage zone

h₃ 0,67 m

Thickening / Sludge removal zone

h₄ 1,19 m

Decisive depth of tank(s)

h_{ST} 4,38 m

Depth of inlet below water level

h_e 0,00 m**Scraper:**

Height of scraper blade

h_{SR} 0,50 m

Number of scraper blades

a_r 2,0 -

Velocity of scraper

v_{SR} 110 m/h

Sludge removal factor

f_{SR} 1,50 -

Sludge removal interval

t_{SR} 0,86 h

Required sludge removal flow rate

Q_{SR} 810 m³/h

Existing sludge removal flow rate

Q_{SR} 1100 m³/h

The sludge volume balance is fulfilled.

ALLEGATO 3 - Output di calcolo del software DWA secondo le norme STANDARD-ATV-
DVWK-A 131 E: dimensionamento del nuovo sedimentatore secondario



Belebungs-Expert
Calculation of single stage activated sludge plants
according to ATV-DVWK Standard A-131

Project: AIDA - NUOVO SEDIMENTATORE

Calculated by: HYDRODATA

Date: 28/06/2012

Configuration of plant:

- ☐ Anaerobic mixing tank
- ☐ Aerobic selector
- ☐ Activated sludge tank(s)
- ☐ Secondary settling

Treatment objectives:

- ☐ Removal of org. carbon
- ☐ Nitrification
- ☐ Denitrification

Denitrification process: Pre-anoxic zone denitrification

Secondary settling: Type of tank(s) Circular tank, Flow characteristics horizontal, Blade scraper

Size class and load cases:

Size class: 4000 kg BOD₅/d

Calculated load cases:

- ☐ Load case 1: Dimensioning
- ☐ Load case 2: Proof of nitrification with lowest temperature
- ☐ Load case 3: Calculation of oxygen uptake with highest temperature
- ☐ Load case 4: Special load

Calculation based on BOD

	Load case	1	2	3	4
Inflow:					
Daily dry weather flow rate	Q _{DW,d}	13200	13200	13200	13200 m ³ /d
Hourly dry weather flow as 2hr mean	Q _{DW,h}	550	550	550	550 m ³ /h
Concentrations:					
COD	C _{COD,IAT}	550	550	550	550 mg/l
Dissolved COD	S _{COD,IAT}	0	0	0	0 mg/l
BOD ₅	C _{BOD,IAT}	160	160	160	160 mg/l
COD/BOD ₅ ratio	-	3,44	3,44	3,44	3,44 -
Filterable solids	X _{SS,IAT}	350	350	350	350 mg/l
Total Kjeldahl-Nitrogen	C _{TKN,IAT}	44,5	44,5	44,5	44,5 mg/l
Ammonia nitrogen	S _{NH4,IAT}	24,0	24,0	24,0	24,0 mg/l
Nitrate nitrogen	S _{NO3,IAT}	1,5	1,5	1,5	1,5 mg/l
Phosphorus	C _{P,IAT}	6,2	6,2	6,2	6,2 mg/l
Alkalinity	S _{ALK,IAT}	6,00	6,00	6,00	6,00 mmol/l
Load:					
COD	B _{d,COD}	7260	7260	7260	7260 kg/d
Dissolved COD	B _{d,SCOD}	0	0	0	0 kg/d
BOD ₅	B _{d,BOD}	2112	2112	2112	2112 kg/d
Filterable solids	B _{d,XSS}	4620	4620	4620	4620 kg/d
Total Kjeldahl-Nitrogen	B _{d,TKN}	587,4	587,4	587,4	587,4 kg/d
Ammonia nitrogen	B _{d,NH4}	316,8	316,8	316,8	316,8 kg/d
Nitrate nitrogen	B _{d,NO3}	19,8	19,8	19,8	19,8 kg/d
Phosphorus	B _{d,P}	81,3	81,3	81,3	81,3 kg/d

Biological reactor, Load case 1:

Temperature in the biol. reactor	T	12,0 Deg C
----------------------------------	---	------------

Nitrogen balance:

Influent $C_{TKN} + S_{NO3}$	C_N	46,0 mg/l
Nitrogen incorporated in biomass	$X_{orgN,BM}$	8,0 mg/l
Ammonia nitrogen in the effluent	$S_{NH4,EST}$	0,0 mg/l
Organic nitrogen in the effluent	$S_{orgN,EST}$	0,0 mg/l
Nitrogen nitrified	$S_{NO3,N}$	36,5 mg/l
Nitrate nitrogen in the effluent (Setpoint)	$S_{NO3,EST}$	0,0 mg/l
Nitrogen to denitrify	$S_{NO3,D}$	38,0 mg/l
Required denitrification capacity	$S_{NO3,D}/C_{BOD}$	0,237 kg/kg
Chosen denitrification share	V_D/V_{AT}	0,00 -
Existing denitrification capacity	$S_{NO3,D}/C_{BOD}$	0,000 kg/kg
Nitrate nitrogen denitrified	$S_{NO3,D}$	0,0 mg/l
Nitrate nitr. in the effluent (existing)	$S_{NO3,EST}$	38,0 mg/l
Required recirculation ratio	RC	0,00 -

Phosphorus removal:

Volume of anaerobic mixing tank(s)	V_{BioP}	0 m ³
Contact time in the anaerobic tank(s) (with $Q_{DW,h}$, RS=1)	t_{BioP}	0,0 h
Phosphorus in the influent	$C_{P,IAT}$	6,2 mg/l
Embedded in biomass (normal uptake)	$X_{P,BM}$	1,6 mg/l
Embedded in biomass (enhanced uptake)	$X_{P,BioP}$	0,8 mg/l
Phosphorus in the effluent (existing)	$S_{PO4,EST}$	3,8 mg/l

Dry matter suspended solids in the biological reactor:

Permitted susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SS_{AT}	2,26 kg/m ³
Chosen susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SS_{AT}	2,10 kg/m ³

Sludge age and load specifics:

Required sludge age	$t_{SS,Dim}$	7,3 d
Required mass of suspended solids	req.M $_{SS,AT}$	0 kg
Required volume of biol. reactor	V_{AT}	13026 m ³
Chosen volume of biol. reactor	V_{AT}	0 m ³
Sludge age (existing)	t_{SS}	0,0 d
Aerobic sludge age (existing)	$t_{SS,aer.}$	0,0 d
Safety factor (existing)	SF	0,00 -
BOD ₅ volume load	$B_{R,BOD}$	##### kg/(m ³ *d)
BOD ₅ sludge load	$B_{SS,BOD}$	##### kg/(kg*d)

Sludge production:

...from carbon removal	$SP_{d,C}$	##### kg/d
...from external carbon source	$SP_{d,extC}$	##### kg/d
...from biol. phosphorus removal	$SP_{d,BioP}$	##### kg/d
...from precipitation	$SP_{d,Prec}$	##### kg/d
Total daily sludge production	SP_d	##### kg/d

Oxygen uptake:

...for carbon removal	$OU_{d,C}$	1183 kg/d
...for nitrification	$OU_{d,N}$	2072 kg/d
...carbon removal by denitrification	$OU_{d,D}$	0 kg/d

Total daily uptake	OU _d	3254 kg/d
Peak factor carbon respiration	f _C	0,00 -
Peak factor ammonium oxidation	f _N	0,00 -
Maximum hourly uptake rate	OU _h	86,3 kg/h
Required oxygen transfer	alpha*OC _h	86,3 kg/h
Alkalinity:		
Alkalinity in the effluent	SALK,EST	1,76 mmol/l

Biological reactor, Load case 2:

Temperature in the biol. reactor	T	10,0 Deg C
----------------------------------	---	------------

Nitrogen balance:

Influent $C_{TKN} + S_{NO3}$	C_N	46,0 mg/l
Nitrogen incorporated in biomass	$X_{orgN,BM}$	8,0 mg/l
Ammonia nitrogen in the effluent	$S_{NH4,EST}$	0,0 mg/l
Organic nitrogen in the effluent	$S_{orgN,EST}$	0,0 mg/l
Nitrogen nitrified	$S_{NO3,N}$	36,5 mg/l
Chosen denitrification share	V_D/V_{AT}	0,00 -
Existing denitrification capacity	$S_{NO3,D}/C_{BOD}$	0,000 kg/kg
Nitrate nitrogen denitrified	$S_{NO3,D}$	0,0 mg/l
Nitrate nitr. in the effluent (existing)	$S_{NO3,EST}$	38,0 mg/l

Phosphorus removal:

Volume of anaerobic mixing tank(s)	V_{BioP}	0 m ³
Contact time in the anaerobic tank(s) (with $Q_{DW,h}$, $RS=1$)	t_{BioP}	0,0 h
Phosphorus in the influent	$C_{P,IAT}$	6,2 mg/l
Embedded in biomass (normal uptake)	$X_{P,BM}$	1,6 mg/l
Embedded in biomass (enhanced uptake)	$X_{P,BioP}$	0,8 mg/l
Phosphorus in the effluent (existing)	$S_{PO4,EST}$	3,8 mg/l

Dry matter suspended solids in the biological reactor:

Permitted susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SS_{AT}	2,26 kg/m ³
Chosen susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SS_{AT}	0,00 kg/m ³

Sludge age and load specifics:

Required sludge age	t_{SS}	0,0 d
Aerobic sludge age (existing)	$t_{SS,aer.}$	0,0 d
Safety factor (existing)	SF	0,00 -
BOD ₅ volume load	$B_{R,BOD}$	##### kg/(m ³ *d)
BOD ₅ sludge load	$B_{TS,BOD}$	##### kg/(kg*d)

Sludge production:

...from carbon removal	$SP_{d,C}$	##### kg/d
...from external carbon source	$SP_{d,extC}$	##### kg/d
...from biol. phosphorus removal	$SP_{d,BioP}$	##### kg/d
...from precipitation	$SP_{d,Prec}$	##### kg/d
Total daily sludge production	SP_d	##### kg/d

Oxygen uptake:

...for carbon removal	$OU_{d,C}$	1183 kg/d
...for nitrification	$OU_{d,N}$	2072 kg/d
...carbon removal by denitrification	$OU_{d,D}$	0 kg/d
Total daily uptake	OU_d	3254 kg/d
Peak factor carbon respiration	f_C	0,00 -
Peak factor ammonia oxidation	f_N	0,00 -
Maximum hourly uptake rate	OU_h	86,3 kg/h
Required oxygen transfer	$\alpha \cdot OC_h$	86,3 kg/h

Alkalinity:

Alkalinity in the effluent	$S_{ALK,EST}$	1,76 mmol/l
----------------------------	---------------	-------------

Biological reactor, Load case 3:

Temperature in the biol. reactor	T	20,0 Deg C
----------------------------------	---	------------

Nitrogen balance:

Influent $C_{TKN} + S_{NO3}$	C_N	46,0 mg/l
Nitrogen incorporated in biomass	$X_{orgN,BM}$	8,0 mg/l
Ammonia nitrogen in the effluent	$S_{NH4,EST}$	0,0 mg/l
Organic nitrogen in the effluent	$S_{orgN,EST}$	0,0 mg/l
Nitrogen nitrified	$S_{NO3,N}$	36,5 mg/l
Nitrate nitrogen in the effluent (Setpoint)	$S_{NO3,EST}$	0,0 mg/l
Nitrogen to denitrify	$S_{NO3,D}$	38,0 mg/l
Required denitrification capacity	$S_{NO3,D}/C_{BOD}$	0,237 kg/kg
Chosen denitrification share	V_D/V_{AT}	0,00 -
Existing denitrification capacity	$S_{NO3,D}/C_{BOD}$	0,000 kg/kg
Nitrate nitrogen denitrified	$S_{NO3,D}$	0,0 mg/l
Nitrate nitr. in the effluent (existing)	$S_{NO3,EST}$	38,0 mg/l
Required recirculation ratio	RC	0,00 -

Phosphorus removal:

Volume of anaerobic mixing tank(s)	V_{BioP}	0 m ³
Contact time in the anaerobic tank(s) (with $Q_{DW,h}$, RS=1)	t_{BioP}	0,0 h
Phosphorus in the influent	$C_{P,IAT}$	6,2 mg/l
Embedded in biomass (normal uptake)	$X_{P,BM}$	1,6 mg/l
Embedded in biomass (enhanced uptake)	$X_{P,BioP}$	0,8 mg/l
Phosphorus in the effluent (existing)	$S_{PO4,EST}$	3,8 mg/l

Dry matter suspended solids in the biological reactor:

Permitted susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SSAT	2,26 kg/m ³
Chosen susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SSAT	0,00 kg/m ³

Sludge age and load specifics:

Sludge age (existing)	tSS	0,0 d
Aerobic sludge age (existing)	tSS,aer.	0,0 d
Safety factor (existing)	SF	0,00 -
BOD ₅ volume load	$B_{R,BOD}$	##### kg/(m ³ *d)
BOD ₅ sludge load	$B_{SS,BOD}$	##### kg/(kg*d)

Sludge production:

...from carbon removal	$SP_{d,C}$	##### kg/d
...from external carbon source	$SP_{d,extC}$	##### kg/d
...from biol. phosphorus removal	$SP_{d,BioP}$	##### kg/d
...from precipitation	$SP_{d,Prec}$	##### kg/d
Total daily sludge production	SP_d	##### kg/d

Oxygen uptake:

...for carbon removal	$OU_{d,C}$	1183 kg/d
...for nitrification	$OU_{d,N}$	2072 kg/d
...carbon removal by denitrification	$OU_{d,D}$	0 kg/d
Total daily uptake	OU_d	3254 kg/d
Peak factor carbon respiration	f_C	0,00 -
Peak factor ammonia oxidation	f_N	0,00 -
Maximum hourly uptake rate	OU_h	86,3 kg/h

Required oxygen transfer

 $\alpha \cdot OC_h$

86,3 kg/h

Alkalinity:

Alkalinity in the effluent

SALK,EST

1,76 mmol/l

Biological reactor, Load case 4:

Temperature in the biol. reactor	T	25,0 Deg C
----------------------------------	---	------------

Nitrogen balance:

Influent $C_{TKN} + S_{NO3}$	C_N	46,0 mg/l
Nitrogen incorporated in biomass	$X_{orgN,BM}$	8,0 mg/l
Ammonia nitrogen in the effluent	$S_{NH4,EST}$	0,0 mg/l
Organic nitrogen in the effluent	$S_{orgN,EST}$	0,0 mg/l
Nitrogen nitrified	$S_{NO3,N}$	36,5 mg/l
Nitrate nitrogen in the effluent (Setpoint)	$S_{NO3,EST}$	0,0 mg/l
Nitrogen to denitrify	$S_{NO3,D}$	38,0 mg/l
Required denitrification capacity	$S_{NO3,D}/C_{BOD}$	0,237 kg/kg
Chosen denitrification share	V_D/V_{AT}	0,00 -
Existing denitrification capacity	$S_{NO3,D}/C_{BOD}$	0,000 kg/kg
Nitrate nitrogen denitrified	$S_{NO3,D}$	0,0 mg/l
Nitrate nitr. in the effluent (existing)	$S_{NO3,EST}$	38,0 mg/l
Required recirculation ratio	RC	0,00 -

Phosphorus removal:

Volume of anaerobic mixing tank(s)	V_{BioP}	0 m ³
Contact time in the anaerobic tank(s) (with $Q_{DW,h}$, RS=1)	t_{BioP}	0,0 h
Phosphorus in the influent	$C_{P,IAT}$	6,2 mg/l
Embedded in biomass (normal uptake)	$X_{P,BM}$	1,6 mg/l
Embedded in biomass (enhanced uptake)	$X_{P,BioP}$	0,8 mg/l
Phosphorus in the effluent (existing)	$S_{PO4,EST}$	3,8 mg/l

Dry matter suspended solids in the biological reactor:

Permitted susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SSAT	2,26 kg/m ³
Chosen susp. solids in the effl. of the biol. reactor	SSAT	0,00 kg/m ³

Sludge age and load specifics:

Sludge age (existing)	tSS	0,0 d
Aerobic sludge age (existing)	tSS,aer.	0,0 d
Safety factor (existing)	SF	0,00 -
BOD ₅ volume load	$B_{R,BOD}$	##### kg/(m ³ *d)
BOD ₅ sludge load	$B_{SS,BOD}$	##### kg/(kg*d)

Sludge production:

...from carbon removal	$SP_{d,C}$	##### kg/d
...from external carbon source	$SP_{d,extC}$	##### kg/d
...from biol. phosphorus removal	$SP_{d,BioP}$	##### kg/d
...from precipitation	$SP_{d,Prec}$	##### kg/d
Total daily sludge production	SP_d	##### kg/d

Oxygen uptake:

...for carbon removal	$OU_{d,C}$	1183 kg/d
...for nitrification	$OU_{d,N}$	2072 kg/d
...carbon removal by denitrification	$OU_{d,D}$	0 kg/d
Total daily uptake	OU_d	3254 kg/d
Peak factor carbon respiration	f_C	0,00 -
Peak factor ammonia oxidation	f_N	0,00 -
Maximum hourly uptake rate	OU_h	86,3 kg/h

Required oxygen transfer

 $\alpha \cdot \text{OC}_h$

86,3 kg/h

Alkalinity:

Alkalinity in the effluent

SALK,EST

1,76 mmol/l

Secondary settling

Type of tank(s): Circular tank

Flow characteristics: horizontal

Type of scraper: Blade scraper

Decisive wastewater flow

 $Q_{WW,H}$ 1100 m³/h**Sludge volume index, Return sludge ratio:**

Sludge volume index (chosen)

SVI 180 l/kg

Thickening time

 t_{Th} 2,5 h

Suspended solids in the bottom sludge

SS_{BS} 7,5 kg/m³Chosen ratio SS_{RS}/SS_{BS}

0,70 -

Suspended solids in return sludge

SS_{RS} 5,3 kg/m³Chosen return sludge ratio with $Q_{h,WW}$

RS 0,75 -

Permitted susp. solids concentration in the influent

SS_{IST} 2,26 kg/m³

Chosen susp. solids concentration in the influent

SS_{EAT} 2,10 kg/m³**Surface area, Number and dimension of tank(s):**

Permitted sludge volume load

qSV 500 l/(m²*h)

Permitted surface overflow rate

qA 1,60 m/h

Required surface area

A_{ST} 832 m²

Number of tanks

a 1

Required diameter

D_{ST} 32,54 m

Chosen diameter

D_{ST} 34,00 m

Diameter of stilling drum

D_{SD} 0,00 m

Surface area (existing)

A_{ST} 908 m²

Sludge volume load (existing)

qSV 458 l/(m²*h)

Surface overflow rate (existing)

qA 1,21 m/h

Depth of tank(s):

Clear water zone

h₁ 0,50 m

Separation / Return flow zone

h₂ 1,70 m

Density flow / Storage zone

h₃ 0,72 m

Thickening / Sludge removal zone

h₄ 1,48 m

Decisive depth of tank(s)

h_{ST} 4,40 m

Depth of inlet below water level

h_e 0,00 m**Scraper:**

Height of scraper blade

h_{SR} 0,50 m

Number of scraper blades

a_r 2,0 -

Velocity of scraper

v_{SR} 110 m/h

Sludge removal factor

f_{SR} 1,50 -

Sludge removal interval

t_{SR} 0,97 h

Required sludge removal flow rate

Q_{SR} 521 m³/h

Existing sludge removal flow rate

Q_{SR} 623 m³/h

The sludge volume balance is fulfilled.

ALLEGATO 4 - Planimetria generale dell'impianto: soluzione alternativa di intervento

ALLEGATO 5 - Profilo idraulico dell'impianto: soluzione alternativa di intervento

PROFILO IDRAULICO

