



acquedotto
pugliese
l'acqua, bene comune

Fondo per lo sviluppo e la coesione (FSC).
**Programmazione regionale delle residue risorse del FSC a favore
del Settore Ambiente per la Manutenzione Straordinaria del Territorio**
DELIBERA CIPE n. 87/2012

Codice CUP: E12I12000200001

**PROGETTO DEFINITIVO
PER IL POTENZIAMENTO DELL'IMPIANTO DI
DEPURAZIONE DI OSTUNI (BR)**

Redatto:

Il Responsabile del Progetto
Ing. Rosario ESPOSITO



Il Progettista del processo depurativo
Ing. Rosario ESPOSITO

Il Responsabile Area Progettazione
ed Esecuzione Interventi Strategici
Ing. Teresa TRIMIGLIANOZZI



**ACQUEDOTTO PUGLIESE S.p.A.
DIREZIONE OPERATIVA**

Il Responsabile della DIREZIONE OPERATIVA
Reti/Distribuzione e Manutenzione Impianti
Dott. Giuseppe VINCENZI

Il Responsabile del Procedimento
Ing. Gaetano BARBONE

Elaborato:

REL.009

RELAZIONE DI PROCESSO

Prot. N°: 55110	Data: 03.06.2014	Nome file:
Cod. Progetto: P1092	Cod. SAP: 22/507	

2	NOV/14	Emesso per adeguamento a prescrizioni enti terzi in sede di Conferenza di Servizi del 26.09.2014 verifica di assoggettabilità a VIA			
1	LUG/14	Emesso per adeguamento a prescrizioni Ministero dell'Ambiente e della Tutela del Territorio e del Mare prot. n. 56421 del 26.11.2013			
0	GIU/14	Emesso per Progetto DEFINITIVO			
rev.	data	descrizione	dis.	contr.	appr.

L'ODI S.p.A. ING S.r.l.
Verificato

INDICE

1. PREMESSA	3
2. NORMATIVA DI RIFERIMENTO E LIMITI ALLO SCARICO DA CONSEGUIRE	4
3. DATI DI PROGETTO.....	6
4. ANALISI DELLO STATO DI CONSISTENZA DELL'IMPIANTO ESISTENTE	11
4.1 <i>Linea acque</i>	12
4.1.1 <i>Grigliatura</i>	12
4.1.2 <i>Equalizzazione-omogeneizzazione</i>	13
4.1.3 <i>Comparto biologico</i>	14
4.1.4 <i>Sedimentazione finale</i>	15
4.1.5 <i>Disinfezione</i>	16
4.2 <i>Linea fanghi</i>	16
4.2.1 <i>Pre-ispessimento</i>	16
4.2.2 <i>Digestione anaerobica</i>	16
4.2.3 <i>Disidratazione meccanica</i>	17
4.2.4 <i>Centrale termica</i>	18
10.1.1 <i>Gasometro</i>	18
10.2 <i>Stazione trattamento bottini</i>	19
10.2.1 <i>Stazione di pesatura</i>	19
10.2.2 <i>Stazione di ricevimento bottini, grigliatura, omogeneizzazione e sollevamento liquami da vasche tipo Imhoff (e/o pozzi neri)</i>	19
5. CRITERI D'INTERVENTO	20
6. DESCRIZIONE DEGLI INTERVENTI.....	21
7. SCHEMA DI PROCESSO	25
8. VERIFICA DELLE POTENZIALITA' DELLE STAZIONI ESISTENTI E DIMENSIONAMENTO DELLE NUOVE UNITA' DI TRATTAMENTO.....	27
9. LINEA ACQUE	29
9.1.1 <i>Pre-trattamenti</i>	29
9.1.1.2 <i>Canale di arrivo e stazione di grigliatura</i>	29
9.1.1.3 <i>Dissabbiatura</i>	30
9.1.1.4 <i>Equalizzazione</i>	32
9.1.1.5 <i>Sedimentazione primaria (nuova stazione)</i>	34
9.1.2 <i>Trattamento biologico – sistema integrato anossico/aerobico</i>	38
9.1.3 <i>Sedimentazione secondaria</i>	58
9.1.4 <i>Filtrazione di superficie</i>	59
9.1.5 <i>Disinfezione finale</i>	60
10. EFFICIENZA DEPURATIVA COMPLESSIVA DELL'IMPIANTO	61
11. LINEA FANGHI.....	62
11.1 <i>Pre-Ispessimento</i>	62
11.2 <i>Digestione anaerobica</i>	64
11.3 <i>Disidratazione fanghi</i>	73

12. CAPTAZIONE DELLE EMISSIONI ODORIGENE E TRATTAMENTO CON SCRUBBER E BIOFILTRO	75
13. MONITORAGGIO ON-LINE	79
14. ALLEGATO 1: TABELLE DI RIEPILOGO PRINCIPALI CALCOLI DI PROCESSO	82

1. PREMESSA

La presente relazione illustra le soluzioni progettuali sviluppate nel progetto definitivo per la realizzazione delle opere di potenziamento dell'esistente impianto di trattamento dei reflui urbani dell'agglomerato di Ostuni (BR), nel rispetto delle vigenti norme legislative in materia ambientale (Testo Unico Ambientale: D.Lgs. 3 aprile 2006, n. 152 e s. m. i).

Il recapito attuale è costituito dalla “*Lama d'Antelmi*”, considerato “*Corpo Idrico Superficiale Non Significativo*” (CISNS), avente sfocio finale nel mare Adriatico. Tale recapito finale resta confermato nello scenario futuro indicato nel Piano di Tutela delle Acque della Regione Puglia (PTA), che richiede un livello di trattamento tale da rispettare i limiti allo scarico di cui alla Tabella 1 dell'allegato 5 del D. Lgs. 152/06.

Gli interventi da attuare perseguono principalmente l'obiettivo di conseguire un aumento della potenzialità, come carico trattabile, del presidio depurativo esistente, in accordo con il dato “carico generato” indicato nel PTA della Regione Puglia, espresso in termini di “*Abitanti Equivalenti totali urbani*” (AE). Tale dato risulta incrementato dal valore di 32.810 a quello di 64.912 AE. Ciò per tenere conto dei contributi provenienti dagli insediamenti costieri e marini dell'agglomerato in oggetto (comprendente oltre l'abitato di Ostuni, gli insediamenti stagionali: *Costa Merlata, Diana Marina, Lamardilla, Monticelli, Ramunno I, Rosa Marina, Sorbola e Villanova*).

A tale incremento si farà fronte, come meglio precisato nel prosieguo della presente relazione, mediante interventi che si svolgeranno esclusivamente all'interno del presidio depurativo esistente. Gli stessi interventi prevedono, in sintesi: per la “linea acque”, l'introduzione nella filiera di trattamento della fase di sedimentazione primaria, la demolizione e la ricostruzione, con volumetria aggiuntiva, di una delle due linee in cui è suddivisa la sezione biologica; per la “linea fanghi”, la rifunzionalizzazione della fase di digestione anaerobica, utilizzando le volumetrie esistenti, e della linea biogas.

Si rappresenta che l'impianto di depurazione attualmente in esercizio ha una potenzialità nominale di trattamento di 32.810 AE e produce un refluo di qualità conforme alla Tabella 4 dell'allegato 5 del D. Lgs. 152/06, con possibilità di trattamento terziario dello stesso refluo licenziato dalla linea acque. In adiacenza al presidio di trattamento esistente, infatti, è presente un'apposita stazione di affinamento allo scopo di permettere che una parte del refluo depurato, in base alla richiesta dell'utenza, e fino a tutta la portata trattata, possa essere destinata al riuso irriguo, con i parametri inquinanti rispettosi dei limiti previsti dal D.M. 185/2005.

Si riporta di seguito l'estratto della scheda del PTA per l'agglomerato in argomento.

Provincia	BR	Denominazione agglomerato	Ostuni	Località affendenti l'agglomerato	OSTUNI, Costa Merlata, Diana Marina, Lamardilla, Monticelli, Ramunno I, Rosa Marina, Sorbola, Villanova
Superficie dell'agglomerato (m²)	6.560.330				
Codice agglomerato	1607401201				
Dati generali					

<table> <tr><td>Popolazione residente</td><td>28.123</td></tr> <tr><td>Popolazione presente</td><td>584</td></tr> <tr><td>Popolazione pendolare</td><td>-106</td></tr> <tr><td>Popolazione in strutture alberghiere</td><td>9.141</td></tr> <tr><td>Abitanti in seconde abitazioni</td><td>11.693</td></tr> <tr><td>Servizi ristorazione</td><td>6.750</td></tr> <tr><td>Attività manifatturiere micro</td><td>8.727</td></tr> <tr><td>Attività manifatturiere medio-grandi</td><td>8.445</td></tr> </table>	Popolazione residente	28.123	Popolazione presente	584	Popolazione pendolare	-106	Popolazione in strutture alberghiere	9.141	Abitanti in seconde abitazioni	11.693	Servizi ristorazione	6.750	Attività manifatturiere micro	8.727	Attività manifatturiere medio-grandi	8.445	Abitanti equivalenti totali urbani 64.912	Carico generato
Popolazione residente	28.123																	
Popolazione presente	584																	
Popolazione pendolare	-106																	
Popolazione in strutture alberghiere	9.141																	
Abitanti in seconde abitazioni	11.693																	
Servizi ristorazione	6.750																	
Attività manifatturiere micro	8.727																	
Attività manifatturiere medio-grandi	8.445																	

Nome impianto di depurazione	Ostuni	Dati su depuratori
Potenzialità impianto (AE)	32.810	
Codice impianto	1607401201A	
Nome impianto di depurazione		
Potenzialità impianto (AE)		
Codice impianto		
note		

Nome recapito situazione 2008	C.le Lama D'Antelmi	Dati su recapiti
Tipo di recapito situazione 2008	CISNS	
Livello di trattamento 2008	Secondario	
CI interessato situazione 2008	Mare Adriatico	
Nome recapito scenario futuro	C.le Lama D'Antelmi	
Tipo di recapito scenario futuro	CISNS	
Livello di trattamento futuro	Tab.1	
CI interessato scenario futuro	Mare Adriatico	

Abitazioni totali	17.970	Dati su abitazioni
Abitazioni occupate da residenti	10.835	
Abitazioni occupate da non residenti	76	
Abitazioni vuote	7.059	
Media del fattore di occupazione	2,38	

Fig. 1: Scheda del PTA dell'Agglomerato di OSTUNI

2. NORMATIVA DI RIFERIMENTO E LIMITI ALLO SCARICO DA CONSEGUIRE

Le soluzioni progettuali proposte sono finalizzate a conseguire un livello di trattamento sufficiente a garantire un effluente conforme ai limiti allo scarico in *corpo idrico superficiale non significativo*, come previsto dal richiamato Piano di Tutela delle Acque (PTA) della Regione Puglia che, per l'agglomerato di Ostuni, richiede il rispetto della Tab. 1 dell'Allegato 5 Parte Terza al D. Lgs 152/06 e s. m. i. (per quanto riguarda BOD, COD e SS).

Poiché gli interventi di potenziamento, come detto, si svolgeranno all'interno del presidio depurativo esistente, regolarmente in esercizio, si rappresenta che, allo stato attuale, lo stesso impianto è in grado di licenziare un effluente conforme alla Tab. 4 dell'Allegato 5 Parte Terza del D. Lgs 152/06 e s. m. i. avendo quale recapito finale lo stesso corpo idrico superficiale "*Lama d'Antelmi*".

Si rappresenta che, in considerazione di tale ultima circostanza, ovvero della possibilità di destinare al riutilizzo, previo affinamento, i reflui licenziati dal presidio depurativo in oggetto, la verifica dei volumi necessari e/o disponibili dei comparti denitro-nitro in vista del potenziamento in termini di carico trattato, sarà condotta in coerenza con la necessità di conseguire parametri in uscita dall'affinamento nei limiti di cui al D.M. 185/2005. Ciò in riferimento, soprattutto, al parametro dell'azoto totale per il quale dovrà risultare: $N_{tot} \leq 15 \text{ mgN/l}$.

Si riportano di seguito i vincoli normativi e di processo riferiti ai macroinquinanti di riferimento “convenzionali” di cui alle Tab. 1/3, Allegato 5, D.Lgs. 152/06: rispettivamente “*Limiti di emissione per degli impianti di acque reflue urbane*” e “*Valori limiti di emissione in acque superficiali*”.

Tab. 1: Estratto Tab. 1/3, All. 5, D.Lgs. 152/06 e s.m.i.

Parametro	UM	VALORE
SST	[mg SST l ⁻¹]	35 ⁽¹⁾
BOD ₅	[mg O ₂ l ⁻¹]	25 ⁽¹⁾
COD	[mg O ₂ l ⁻¹]	125 ⁽¹⁾
Fosforo totale	[mg P l ⁻¹]	10 ⁽²⁾
Azoto ammoniacale	[mg N l ⁻¹]	15 ⁽²⁾
<i>Escherichia coli</i>	[UFC 100 ml ⁻¹]	5.000 ⁽³⁾

⁽¹⁾ Valori riferiti alla concentrazione media giornaliera

⁽²⁾ Valori riferiti alla concentrazione media annua

⁽³⁾ Valori riferiti alla concentrazione su campione di durata 3h

Si riportano anche, per completezza, i vincoli normativi e di processo, più restrittivi, riferiti ai macroinquinanti di riferimento “convenzionali” di cui alla Tab. 4, Allegato 5, D.Lgs. 152/06: “*Limiti di emissione per le acque reflue urbane ed industriali che recapitano sul suolo*”, attualmente rispettati dal presidio depurativo in oggetto.

Tab. 2: Estratto Tab. 4, All. 5, D.Lgs. 152/06 e s. m. i.

Parametro	UM	VALORE
SST	[mg SST l ⁻¹]	25 ⁽¹⁾
BOD ₅	[mg O ₂ l ⁻¹]	20 ⁽¹⁾
COD	[mg O ₂ l ⁻¹]	100 ⁽¹⁾
Fosforo totale	[mg P l ⁻¹]	2 ⁽²⁾
Azoto totale	[mg N l ⁻¹]	15 ⁽²⁾
<i>Escherichia coli</i>	[UFC 100 ml ⁻¹]	5.000 ⁽³⁾

⁽¹⁾ Valori riferiti alla concentrazione media giornaliera

⁽²⁾ Valori riferiti alla concentrazione media annua

⁽³⁾ Valori riferiti alla concentrazione su campione di durata 3h

3. DATI DI PROGETTO

Per i dati da assumere alla base dei calcoli di verifica/progetto si è fatto riferimento agli strumenti di programmazione regionali vigenti.

Per quanto riguarda la determinazione del carico idraulico affluente, sono state considerate le previsioni della “*Rimodulazione del Piano d'Ambito 2010/2018*” che considera le dotazioni idriche in funzione delle classi demografiche, così come di seguito riportato.

Tab. 3: Dotazioni idriche in funzione delle classi demografiche

	2008	2018
Classi demografiche	Dotazioni idriche l/ab*d	
pop. ≤ 2.000	145	145
2.000 ≤ pop. ≤ 20.000	145	150
20.000 ≤ pop. ≤ 50.000	150	160
50.000 ≤ pop. ≤ 100.000	170	190
100.000 ≤ pop. ≤ 250.000	200	200
pop. > 250.000	200	220

Nella fattispecie, la classe demografica dell'impianto in argomento, è quella compresa fra 50.000 < Abitanti < 100.000, per cui è prevista, al 2018, una dotazione idrica pari a 190 l/ab*d.

Per quanto riguarda i carichi inquinanti specifici da considerare alla base delle elaborazioni si è invece fatto riferimento ai dati indicati nel “*Piano Stralcio del Piano d'Ambito 2002*” e riportati nella tabella che segue:

Tab. 4: Carichi specifici per abitante Equivalente

PARAMETRO	UM	VALORE
Carico organico BOD ₅	g/d*AE	60
Carico organico COD	g/d*AE	120
Carico organico totale TKN	g/d*AE	12
Azoto ammoniacale	g/d*AE	8
Fosforo P	g/d*AE	2
Solidi Sospesi Totali	g/d*AE	80

Ciò premesso, per il calcolo delle portate di scarico civili si farà riferimento alla seguente espressione:

$$V_m = \frac{\varphi \cdot D \cdot AE}{1000}$$

dove:

V_m = volume medio del refluo influente all'impianto [mc/d];

φ = coefficiente di afflusso in rete assunto pari a 0,8.

D = idrica giornaliera pro-capite in litri/(ab*d) assunta pari a 190 l/(ab*d);

AE = numero di abitanti equivalenti (64.912).

Si precisa che per le verifiche idrauliche dei circuiti di trattamento si utilizzerà un coefficiente di punta pari a 1,71 (come suggerito da *Masotti*: “Depurazione delle acque” ediz. *Calderini*, per numero di abitanti da 50.000 a 100.000).

Le portate: Q_m (media) e Q_p (di punta) di progetto, espresse in “l/s”, “mc/h” e “mc/d”, assumendo le previsioni degli strumenti di programmazione, nella configurazione di progetto, risultano le seguenti:

Impianto esistente – potenzialità 64.912 AE (configurazione di progetto)

PORTATA	U.M.	VALORE
Q_m	l/s	114
	mc/h	411
	mc/d	9 867
Q_p	l/s	195
	mc/h	703
Q_{max} di trattamento del comparto biologico (*)	l/s	128
	mc/h	460

(*) tenuto conto dell'incidenza dei drenaggi interni del depuratore e della stazione trattamento bottini

I calcoli di verifica/progetto del presidio depurativo in argomento, sono stati condotti considerando i carichi totali giornalieri in arrivo all'impianto, ottenuti moltiplicando il carico specifico (*cfr.* tab. 3) per i rispettivi abitanti equivalenti AE , ottenendo i valori di seguito riportati.

Impianto esistente – potenzialità 64.912 AE (configurazione di progetto)

parametro	u.m.	valore
COD	[Kg/d]	7 789
BOD ₅	[Kg/d]	3 895
SST	[Kg/d]	5 193
N-NH ₄ ⁺	[Kg/d]	519
TKN	[Kg/d]	779
P	[Kg/d]	130

a cui sono associati, rispettivamente, i seguenti valori di concentrazione, analoghi nelle due configurazioni:

<i>parametro</i>	<i>u.m.</i>	<i>valore</i>
COD	[mg/l]	789
BOD ₅	[mg/l]	395
SST	[mg/l]	526
N-NH ₄ ⁺	[mg/l]	53
TKN	[mg/l]	79
P	[mg/l]	13

Si riporta, per confronto, la tabella fornita dal Gestore, nella quale sono riassunti i dati medi disponibili rilevati in fase di conduzione dell'impianto in oggetto nel triennio di riferimento 2010-2012 per i 32.810 AE della configurazione attuale.

Tab. 5: *Tabella carichi idraulici ed inquinanti di esercizio*

IMPIANTO DEPURATIVO DI OSTUNI		Azoto totale (come N) mg/l	BOD ₅ (come O ₂) mg/l	COD (come O ₂) mg/l	Fosforo totale (come P) mg/l	SST mg/l	Portata mc/d
2010	affluente	82	345	671	13	384	6.560
	effluente	12	8	21	4	9	
2011	affluente	94	386	645	11	436	6.560
	effluente	9	5	21	4	8	
2012	affluente	72	399	793	9	431	6.500
	effluente	8	8	26	2	11	

Si rappresenta inoltre che, per l'effettuazione della verifica della capacità di trattamento del comparto biologico, sono state definite le condizioni operative di riferimento, per quanto riguarda, inoltre, i seguenti parametri:

<i>parametro</i>	<i>u.m.</i>	<i>valore</i>
MLSS	(gSST/l)	4
OD	[mg/l]	2
T	[°C]	15
N-NH ₄ ⁺ _{OUT}	[mg/l]	2
N-NO ₃ ⁻ _{OUT}	[mg/l]	10

Tutto quanto sopra premesso, si precisa che, con riferimento alla scheda del PTA per l'agglomerato di Ostuni, il massimo fabbisogno depurativo in termini di carico idraulico ed inquinante da trattare (carico generato secondo le previsioni del PTA, riferito a 64.912 abitanti equivalenti totali urbani) si determinerebbe nella **stagione estiva**.

In tale periodo, infatti, da ricondurre alla presenza stagionale della popolazione alberghiera, pendolare e degli abitanti delle seconde case, per lo più afferenti alle marine dell'agglomerato di Ostuni, si avrebbe la necessità dell'attivazione a pieno regime delle due linee biologiche (denominate "LN", esistente e "LP", di nuova esecuzione) rese disponibili con il presente intervento progettuale, come meglio precisato nel prosieguo della presente relazione.

Per tale ragione, come richiesto, peraltro, del *Ministero dell'Ambiente e della Tutela del Territorio e del Mare* – Direzione Generale per la Tutela del Territorio e delle Risorse idriche, con nota Prot. n. 0056421.26-11-2013, in fase di esame in corso di sviluppo del presente progetto definitivo, si procederà al *"calcolo di verifica del processo biologico nelle condizioni invernali (15 °C) ed estive (20 °C) tenendo anche conto delle differenti dotazioni idriche da assumere per la popolazione residente e per quella fluttuante"*.

Per la verifica nelle **condizioni invernali**, con riferimento alla stessa scheda del PTA, con approssimazione accettabile – e considerata la disponibilità, nelle condizioni di progetto, delle suddette due linee di trattamento (che saranno rese equilibrate per quanto riguarda i carichi idraulici ed inquinanti da trattare) –, si può considerare un carico generato pari alla metà delle 64.912 unità fissate dal PTA, ovvero pari a 32.456 AE, abbastanza in linea con le attuali potenzialità nominali di trattamento dello stesso impianto (32.810 AE).

Poiché le condizioni più gravose per lo stadio biologico sono rappresentate dal carico idraulico ed organico in condizioni puntuali di massimo afflusso, anche in considerazione della modularità delle due linee di trattamento, il dimensionamento delle volumetrie complessivamente rese disponibili, è stato cautelativamente effettuato nelle condizioni più gravose invernali, alla temperatura del refluo di 15 °C e verificato, per raffronto, nelle condizioni estive, alla temperatura di 20 °C (vedi risultati riportati nelle allegate tabelle).

Per le località in ambito territoriale pugliese, infatti, tenuto anche conto dell'esotermia delle reazioni biologiche e del contributo di riscaldamento proveniente dal sistema di aerazione del refluo, si ritiene sufficientemente prudentiale assumere una temperatura minima di verifica pari a 15 °C.

Si è proceduto, inoltre, ad effettuare la verifica funzionale del presidio depurativo dell'agglomerato in oggetto nelle **condizioni invernali** di minima presenza, che non tengono conto della popolazione fluttuante, secondo vari scenari.

Il Gestore, con opportuno controllo e regolazione dei principali parametri di processo, avrà l'opzione funzionale, nella stagione invernale, di utilizzare una sola delle due linee biologiche o, in alternativa, entrambe le stesse, sfruttando tutta la volumetria disponibile o, ad esempio, la linea biologica esistente (LN) ed uno solo dei moduli che compongono la linea biologica di progetto (LP).

L'utilizzo di una sola linea di trattamento, in alternativa, determinerebbe quale conseguenza, la necessità di procedere all'avvio stagionale del processo biologico della linea rimasta inutilizzata nel periodo invernale ed un minor margine di sicurezza nell'esercizio. L'utilizzo contemporaneo delle due linee di trattamento, con la scelta di un valore appropriato della concentrazione di solidi sospesi nella miscela liquida (MLSS), comunque compatibile con le caratteristiche di sedimentabilità del fango e con le dimensioni dei sedimentatori,

richiederebbe, altresì, un maggiore dispendio energetico delle apparecchiature elettromeccaniche in esercizio.

Per il controllo del processo il Gestore avrà modo di attuare tutte le principali strategie a disposizione a tale scopo (mantenere un livello di ossigeno disciolto sufficiente nella vasca di aerazione; regolare la corrente di spurgo dalla linea di ricircolo per assicurare il valore desiderato dell'età del fango, ecc.).

La verifica funzionale nelle condizioni invernali, di minor carico affluente, tenuto conto delle previsioni della “*Rimodulazione del Piano d'Ambito 2010/2018*”, è stata effettuata, come richiesto, considerando la dotazione idrica relativa alla classe demografica compresa fra $20.000 < \text{Abitanti} < 50.000$, pari a 160 l/ab*d , invece della dotazione di 190 l/ab*d riferita alla classe demografica corrispondente a $50.000 < \text{Abitanti} < 100.000$; dotazioni nette che, come precisato nello stesso documento programmatico, assorbono le migrazioni della popolazione fluttuante.

	2008	2018
Classi demografiche	Dotazioni idriche l/ab*d	
pop. ≤ 2.000	145	145
$2.000 \leq \text{pop.} \leq 20.000$	145	150
$20.000 \leq \text{pop.} \leq 50.000$	150	160
$50.000 \leq \text{pop.} \leq 100.000$	170	190
$100.000 \leq \text{pop.} \leq 250.000$	200	200
pop. > 250.000	200	220

Dotazioni idriche in funzione delle classi demografiche

4. ANALISI DELLO STATO DI CONSISTENZA DELL'IMPIANTO ESISTENTE

Al fine di individuare le eventuali deficienze delle opere e delle apparecchiature elettromeccaniche di processo esistenti, per valutare, conseguentemente, gli interventi più opportuni di potenziamento dell'impianto in esercizio, si è proceduto ad una preliminare ricognizione dello stesso presidio depurativo ed alla verifica della propria capacità di trattamento.

Come meglio precisato nel seguito, l'impianto esistente è suddiviso su due linee di trattamento biologico funzionanti in parallelo, denominate: *Linea vecchia* - LV e *Linea nuova* - LN.

Lo stesso impianto, con riferimento alle singole stazioni della filiera di trattamento “linea acque” e “linea fanghi”, in uno alle opere complementari, si articola come di seguito indicato.

A) Linea acque:

- ✓ Grigliatura;
- ✓ Equalizzazione-omogeneizzazione;
- ✓ Pre-denitrificazione
 - in comparto biologico *Linea vecchia* - LV (n. 1 bacino);
 - in comparto biologico *Linea nuova* - LN (n. 2 bacini);
- ✓ Comparto biologico di ossidazione-nitrificazione:
 - in comparto biologico *Linea vecchia* - LV (n. 2 bacini);
 - in comparto biologico *Linea nuova* - LN (n. 4 bacini);
- ✓ Sedimentazione finale:
 - in comparto biologico *Linea vecchia* - LV (n. 2 bacini);
 - in comparto biologico *Linea nuova* - LN (n. 4 bacini);
- ✓ Disinfezione
 - *Linea vecchia* - LV (in *by-pass*);
 - *Linea nuova* - LN;

B) Linea fanghi:

- ✓ Ispessimento;
- ✓ Digestione anaerobica in digestore I° (operante “a freddo”);
- ✓ Digestione anaerobica in digestore II°;
- ✓ Centrale termica (dismessa);
- ✓ Gasometro (non operante);
- ✓ Disidratazione meccanica mediante filtro pressa a piastre e centrifuga;

C) Opere complementari:

- ✓ Stazione di ricevimento bottini;
- ✓ Stazione di sollevamento acque di servizio;

- ✓ Cabina elettrica di trasformazione MT/BT;
- ✓ Edificio servizi;
- ✓ Alloggio gruppo elettrogeno;
- ✓ Cabina di trasformazione;
- ✓ Impianto di deodorizzazione;
- ✓ Recinzione con cancello carrabile.

4.1 Linea acque

Il ciclo di trattamento attuale per l'impianto biologico in oggetto, del tipo *aerobico a biomassa sospesa* con ricircolo cellulare (processo a “fanghi attivi”), si svolge secondo lo schema *Ludzack-Ettinger* modificato in cui, in assenza di sedimentazione primaria (SP), si susseguono la fase di denitrificazione, quella di ossidazione del carbonio organico (D+B), la nitrificazione (B+N) ed infine la sedimentazione secondaria (SS): ovvero il fango agisce, prima in fase anossica di pre-denitrificazione e, successivamente, in fase ossidativa di nitrificazione.

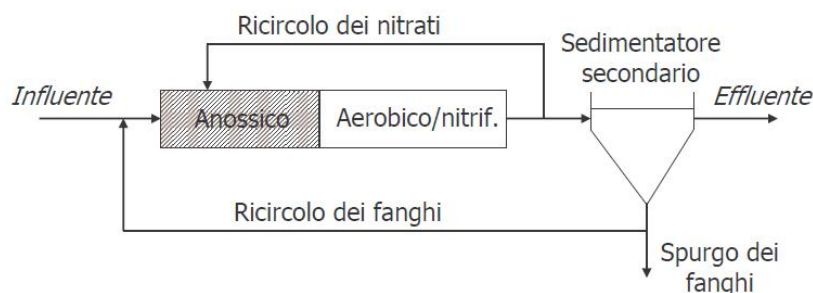


Fig. 2: Schema Pre-denitro/Nitro Ludzack-Ettinger modificato (MLE)

Lo schema prevede la presenza di una pre-denitrificazione e lo svolgimento della fase di nitrificazione all'interno della vasca di ossidazione.

La corrente idrica affluente alla fase assicura la disponibilità di substrato organico necessario al processo di denitrificazione operato da una biomassa eterotrofa in condizioni anossiche; i nitrati, sono formati nella successiva fase di nitrificazione in seguito all'ossidazione dell'azoto ammoniacale e organico in ingresso e vengono ricircolati a monte sia con il fango ispessito nel bacino di sedimentazione secondaria, che con la miscela aerata. Nella fase di nitrificazione si verifica, altresì, l'ossidazione biologica del substrato organico.

Si riportano di seguito le unità di trattamento presenti sull'impianto.

4.1.1 Grigliatura

Il liquame in arrivo all'impianto è sottoposto ad una fase di grigliatura che si svolge in apposito manufatto interrato in conglomerato cementizio armato.

Lo stesso reflu influente è sottoposto ad un preliminare trattamento di grigliatura grossolana mediante griglia manuale (interspazio delle barre 20 mm) che precede, nell'unico canale presente, la fase di grigliatura fine. Quest'ultima fase avviene a mezzo di una griglia fine costituita da un cestello fisso e pettine rotante con coclea coassiale di asportazione, lavaggio e compattazione del grigliato, marca *Huber Technology*, mod. R 01-1200/6, con compattatore per materiale grigliato, interspazio griglia 6 mm e scarico dello stesso materiale grigliato in apposito cassonetto ecologico.

Nel manufatto di pre-trattamento è presente una vasca di accumulo delle acque di vegetazione, dimensioni m 4,40 x 2,30, che risulta dismessa. La relativa annessa stazione di sollevamento delle acque di morchia è stata oggetto, a cura del Gestore, di recente operazione di smantellamento delle apparecchiature idrauliche ed elettromeccaniche di corredo.

4.1.2 Equalizzazione-omogeneizzazione

Il reflu sottoposto alla fase di grigliatura è convogliato, previa interposizione di una cameretta d'intercettazione del collettore entrante, alla successiva fase di equalizzazione, di recente realizzazione a cura del Gestore, collocata in area topograficamente sottoposta rispetto al resto dell'impianto. Tale fase è collocata sulla linea di flusso dei reflui e, quindi, alimentata con l'intera portata da trattare (modalità di funzionamento "*in-stream*"). La suddetta cameretta intermedia è corredata di n. 2 paratoie e di altrettanti collegamenti (intercettabili con le relative paratoie), questi ultimi allacciati: uno, direttamente alla stazione di pompaggio esistente, e l'altro alla vasca di equalizzazione.

La capacità totale della vasca di equalizzazione, in condizioni di normale esercizio, è pari a 2.600 mc; in condizioni di esercizio eccezionali la capacità di accumulo è pari a 3.900 mc.

Nello specifico, come risulta dallo stato di consistenza dell'impianto, il comparto di equalizzazione è costituito da una vasca di forma rettangolare delle dimensioni m 60,00 x 22,00 x (2,00 ÷ 3,00) H_u.

La suddetta vasca è attrezzata con n°6 aeratori sommersi tipo *flow-jet*, potenza nominale 5,9 kW, che provvedono a mantenere in agitazione il liquame (impedendo problemi di sedimentazione) e, nel contempo, a fornire un consistente apporto di ossigeno per evitare l'innescio di fenomeni settici.

La stazione di sollevamento, ubicata in apposito comparto ubicato in fregio alla vasca di equalizzazione, è inoltre attualmente attrezzata con n. 6 elettropompe sommerse marca Turo: n°2 della potenza di 7.5 kW, con capacità di sollevare una portata di 90 mc/h, a servizio della vecchia linea biologica, e n. 4 elettropompe di taglia maggiore, della potenza di 13,2 kW, con possibilità di sollevare una portata di 250 mc/h a servizio della nuova linea biologica. Alcune di queste pompe funzionano sotto *inverter*.

La stessa stazione, a seguito delle nuove portate da sollevare, nelle condizioni di progetto, necessita di adeguamento del sistema di sollevamento. Nel periodo transitorio della costruzione della nuova linea biologica di progetto, funzioneranno le n°4 elettropompe sopra indicate a servizio della linea biologica esistente LN. Quale opzione gestionale successiva all'attivazione della fase di sedimentazione primaria (allo stato attuale non presente) e della linea biologica di progetto LP, le suddette elettropompe continuerebbero a svolgere la funzione di sollevamento alla linea biologica esistente LN, in *by-pass* alla sedimentazione primaria.

4.1.3 Comparto biologico

Per il comparto biologico ossidativo – articolato su due linee in parallelo, una di minore volumetria, denominata “*linea vecchia*” (LV), originariamente composta da n. 2 vasche di ossidazione e l'altra, di maggiore capacità, denominata “*linea nuova*” (LN), composta da n. 6 vasche di ossidazione – si segnalano alcuni interventi di ristrutturazione operati in passato a cura del precedente Gestore.

A titolo informativo, l'intervento di ristrutturazione è consistito essenzialmente nella modifica di una delle due vasche di ossidazione della “*linea vecchia*”, nonché di n. 2 vasche della “*linea nuova*”, riconvertite in comparti di pre-denitrificazione. Conseguente è stata la modifica del sistema di aerazione delle restanti vasche con funzione di ossidazione-nitrificazione, con sistemi di aerazione ad insufflazione di aria a bolle fini in luogo dei pre-esistenti sistemi ad aerazione superficiale a mezzo turbine superficiali.

In definitiva risultano attualmente operanti due distinte linee biologiche, funzionanti in parallelo, come di seguito configurate:

1) “Linea vecchia” nitro-denitro

costituita da n. 2 vasche a pianta quadrata, delle quali una per la fase di denitrificazione e l'altra per quella di ossidazione-nitrificazione, aventi volume unitario, rispettivamente, di circa 850 mc e 725 mc.

Il comparto di denitrificazione è dotato di 2 agitatori sommergibili (mixer) marca *Flygt*, mod. 4640.10, ciascuno della potenza di 5,5 kW.

La relativa stazione di produzione di aria compressa è composta da n. 2(1+1R) soffianti volumetriche, marca Robuschi, mod. ES 85/3P-VSM 100, portata aria ciascuna 1.399 Nmc/h, prevalenza manometrica 400 mbar, potenza nominale 37 kW.

2) “Linea nuova” nitro-denitro

costituita da n. 6 vasche a pianta quadrata, delle quali n. 2 per la fase di denitrificazione e n. 4 per quella di ossidazione-nitrificazione, ciascuna avente volume effettivo (riveniente da puntuali rilievi in loco) di circa 800 mc

Il comparto di denitrificazione è dotato, per ciascuna delle due vasche, di n. 2 agitatori sommergibili (mixer) marca *Flygt*, mod. 4650.10, ciascuno della potenza di 5,5 kW, per un totale complessivo dell'intero comparto di n. 4 unità di miscelazione.

La relativa stazione di produzione di aria compressa è composta da n. 3(2+1R) soffianti volumetriche, marca Robuschi, mod. S 105/4P-VSM 200 P, portata aria ciascuna 2.381 Nmc/h, prevalenza manometrica 400 mbar, potenza nominale 55 kW.

Tutte le soffianti sono asservite al sistema di misurazione di ossigeno in vasca di ossidazione. Le stesse soffianti ed i relativi quadri di comando e controllo risultano installati nei locali identificati come A-12 (Centrale produzione aria Linea 1) e A-13 (Centrale produzione aria Linea 2).

Nello schema attuale le portate da trattare non risultando distribuite in maniera bilanciata tra “*linea vecchia*” e “*linea nuova*” non consentono di ottimizzare i rapporti volumetrici intrinseci tra denitrificazione ed ossidazione nella singola linea, e reciproci, tra linea vecchia e linea nuova.

Alla “*linea vecchia*” viene infatti attualmente addotto circa il 25% circa della portata media (pari a circa 71 mc/h) da trattare, ed il restante 75% (pari a circa 128 mc/d) è inviato alla “*linea nuova*”.

Per quanto riguarda invece la capacità delle fasi denitro-nitro le due linee appaiono, come detto, sbilanciate anche in termini di ripartizione complessiva, risultando specificatamente i seguenti volumi delle unità di trattamento:

1) “Linea vecchia”

- Volume denitro pari a 851 mc (corrispondente al 34,70% del volume totale disponibile per la fase anossica, pari a 2.453 mc);
- Volume ox-nitro pari 724 mc (corrispondente al 18,35% del volume totale disponibile per la fase aerobica, pari a 3.944 mc);
- Volume comparto biologico (denitro+nitro) pari a pari al 25% del volume totale disponibile (pari a 6.398 mc);

2) “Linea nuova”

- Volume denitro pari a 1.602 mc (corrispondente al 65,30% del volume totale disponibile per la fase anossica, pari a 2.453 mc);
- Volume ox-nitro pari a 3.221 mc (corrispondente al 81,65% del volume totale disponibile per la fase aerobica, pari a 3.944 mc);
- Volume comparto biologico (denitro+nitro) pari al 75% del volume totale disponibile (pari a 6.398 mc).

Per quanto riguarda la fase di decantazione finale, l'impianto è attualmente dotato di n°2 sedimentatori di pari superficie unitaria, di cui n°4 a servizio della “linea nuova” e n°6 unità a servizio della “linea vecchia”: pertanto alla prima linea di trattamento sono destinati una superficie ed un volume di sedimentazione pari al 67% del totale, ed alla seconda il complementare 33%.

Gruppi di ricircolo della miscela aerata (*mixed liquor*)

Nella vasca di ossidazione della “linea vecchia” e in ciascuna delle quattro vasche di ossidazione della “linea nuova” sono posizionate pompe sommergibili per il ricircolo del *mixed liquor* e precisamente:

- n. 1 pompa per la “linea vecchia” marca *Flygt*, mod. 3127 LT 181.421, portata Q=288 mc/h (80 l/s), prevalenza H=1.80 m e potenza P=4,7 kW;
- n. 4 pompe per la “linea nuova” (n. 1 in ciascuna vasca) marca *Flygt*, mod. 31102 LT 181.412, portata Q=144 mc/h (40 l/s) prevalenza H=1.80 m e potenza P=3 kW;

Tutte le linee di ricircolo (*mixed liquor* e fanghi secondari) sono dotate di misuratori di portata elettromagnetici.

4.1.4 Sedimentazione finale

La fase di sedimentazione finale è costituita complessivamente, come detto, da n. 6 decantatori circolari del diametro di 14,0 m ciascuno, con profondità periferica media di 2,15 m e profondità centrale media di 2,65, superficie unitaria pari a circa 154 mq.

Si distinguono, anche per la fase di sedimentazione finale, due linee parallele di trattamento, configurate come di seguito:

1) “Linea vecchia”

- N. 2 bacini a pianta circolare ($D=14$ m), superficie complessiva di decantazione pari a 308 mq.

2) “Linea nuova”

- N. 4 bacini a pianta circolare ($D=14$ m), superficie complessiva di decantazione pari a 616 mq, alimentati da un manufatto ripartitore delle portate ubicato in posizione centrale rispetto ai sedimentatori.

Per il sollevamento dei fanghi di ricircolo e supero, nei manufatti annessi ai sedimentatori risultano installate, complessivamente, n. 6 elettropompe “a secco”, marca *Caprari*, tipo KKCW 100 LA -OO 4061N1, portata 135 mc/h (37,5 l/s), prevalenza m 9, potenza nominale 4 kW: n. 2; delle quali n. 2 a servizio della “vecchia linea” e le restanti n. 4 a servizio della nuova linea”.

In particolare, i fanghi di supero della “linea nuova” vengono pompati in un apposito pozzetto ubicato in fregio alla vasca di equalizzazione e di qui sollevati al pre-ispessore linea fanghi mediante n. 2 pompe sommergibile, marca *Turo*, mod. T 6-80 4/11, portata 20-100 mc/h, potenza nominale 11 kW.

Le materie galleggianti vengono inviate a gravità alla vasca di equalizzazione.

4.1.5 Disinfezione

La fase di disinfezione finale si svolge attualmente in una vasca di contatto a pianta rettangolare con un volume utile di 215 mc, dotata di serbatoio in vetroresina da 5 mc e di una pompa dosatrice con una portata massima di 66 mc/ora (“linea nuova”).

Un'altra vasca di contatto, originariamente a servizio della “linea vecchia”, anch'essa a pianta rettangolare, avente volume utile di 120 mc, risulta, attualmente posta in *by-pass*.

Nella stazione di disinfezione della nuova linea è alloggiato il gruppo acque di servizio.

4.2 Linea fanghi

La linea fanghi è costituita dalle seguenti unità di trattamento:

4.2.1 Pre-ispessimento

I fanghi secondari prima di essere inviati alla digestione subiscono un processo di pre-ispessimento. Il comparto è composto da una vasca circolare avente un diametro di 16,00 m e un'altezza utile di 4,00 m con una superficie di 200 mq

Il volume utile del bacino ispessitore è quindi pari a 723 mc.

Per il sollevamento dei fanghi ispessiti risultano installate pompe 1+1R da 30 mc/h prevalenza 17 m.

4.2.2 Digestione anaerobica

Il processo di stabilizzazione esistente, del tipo anaerobico a doppio stadio, si svolge in due digestori in serie, di cui il primo con funzioni di “reattore biologico” riscaldato (attualmente

funzionante “a freddo”) e miscelato periodicamente (volume $V_1 = 3.815$ mc), e il secondo, non riscaldato, con funzione di ispessimento-accumulo, e di completamento delle reazioni biologiche (volume $V_2 = 1.854$ mc).

Le strutture civili dei digestori necessitano d'interventi di risanamento conservativo, previa svuotamento e bonifica dei volumi interni. Le opere di carpenteria, in avanzato stato di degrado e/o talvolta di dissoluzione elettrolitica, necessitano di radicali interventi di sostituzione. Gli oblò e i boccaporti superiori risultano ossidati e non funzionanti. Tutte le apparecchiature elettromeccaniche, di misura, di intercettazione, (fine corsa, arrestatore di fiamma, misuratori vari, valvole, saracinesche) risultano non più efficienti, non funzionanti e dunque da rimuovere e sostituire.

Il digestore primario viene attualmente esercito, come detto, a freddo per l'impossibilità, peraltro, di ricorrere al suo riscaldamento, stante lo smantellamento recente della centrale termica e di tutte le opere connesse.

Le apparecchiature elettromeccaniche a servizio della digestione anaerobica installate nell'edificio digestori non sono in esercizio, laddove non siano state oggetto di smantellamento.

Il bacino digestore anaerobico di I° stadio di tipo cilindrico realizzato con copertura tronco conica ha diametro pari a 19 m ed altezza di 15 m con una capacità complessiva di digestione anaerobica dei fanghi di volume complessivo pari a 3.815 mc, attrezzato con sistema di agitazione a mezzo di sistema di insufflazione di biogas a mezzo lance disposte radialmente sulla sommità della vasca stessa, non funzionante.

Il digestore cilindrico di II° stadio ha un diametro di 10,5 m un'altezza di 10,5 m con una capacità complessiva di digestione anaerobica dei fanghi 1.854 mc.

4.2.3 Disidratazione meccanica

La disidratazione meccanica dei fanghi si svolge all'interno di un edificio prefabbricato a pianta rettangolare, sviluppato su due livelli per parte della sua superficie, avente dimensioni in pianta di m 24×18, in cui sono collocate le seguenti principali apparecchiature:

- n. 1 filtro pressa a piastre con una superficie filtrante di 445,4 mq, un volume di pannello di 58 l in un volume totale di 7,598 mc, marca *Rittershaus & Blecher* mod. PSEH 1500x1500 (ubicata al livello superiore dell'edificio);
- n. 1 estrattore centrifugo, marca *Vitone* mod. DECANter-DCVFA, potenza nominale 30 kW.

Completano l'allestimento della stazione di disidratazione le seguenti apparecchiature:

- Centralina idrodinamica filtropressa a piastre, marca *Hawe-Hydraulik* mod. RZ 5.8/4-87-D100;
- Pompa lavaggio teli marca *Abel* mod. PC 575;
- Stazione produzione aria per filtropressa marca *Zani/1987* mod. 1000 ATF 18;
- Poli-preparatore per filtro-pressa, marca *Sodi Scientifica/2005* mod. AUTOMIX MAX 40/C 5000;
- Poli-preparatore per centrifuga, marca *Vitone*, mod. V2000;
- Vasca di accumulo fanghi (VAF), marca *Metaledil*, mod. VAF-50/CIRCOLARE;

- Cassone per trasporto fanghi
- Coclea trasporto fanghi per carico cassone
- Sollevamento fanghi per caricamento centrifuga

Elettropompe a secco/FILTRO PRESSA:

- marca SEEPEX/1987, mod.130X6 LBL, $q = 75$ mc/h;
- marca SEEPEX/2005, mod. BN 1306 L, $q = 20 \div 100$ mc/h;
- marca ABEL/1987, mod. FDG 402-18/15, $q = 25$ mc/h, $p = 15$ bar;
- marca VERDERFLEX/2008;

N. 2 marca NOVA ROTORS/2009, mod. MN 120-1, $p = 0,6$ bar;

Sollevamento miscela polimero -Elettropompe a secco/monovite

- N. 2 marca SEEPEX, mod. 1.12 BM/110/1531; $q = 20-80-1000$ l/h, $p = 2$ bar
- N. 2 marca NOVA ROTORS/2009, mod. MN 040-1, $p = 0,6$ bar.

4.2.4 Centrale termica

La vecchia centrale termica, ormai quasi completamente smantellata e/o non in esercizio, è alloggiata in apposito locale (A-42), attualmente, in parte, adibito a deposito.

Completa la centrale un serbatoio esterno, interrato, di gasolio a doppia intercapedine da 5.000 l.

L'allestimento del locale centrale termica comprendeva le seguenti apparecchiature.

- 5 Caldaia, marca Riello, avente una portata termica massima di 511 kW (rimossa);
- 6 N. 2 Pompe di riciclo acqua calda, cod. EPM/A-B, marca Audioli & Bertola, tipo NP 100/200/R, portata 105 mc/h, potenza installata 3,0 kW, rpm 1450, motore Leroy , tipo IEC 112N4 (non in esercizio);
- 7 N. 2 Pompe di ricircolo fanghi, cod. EPM/C-D, marca Turo, tipo T7-100HP6, portata 27 - 105-210 mc/h, prevalenza 13 e 7 m.l., potenza 15 kW, motore marca ASEA, tipo 180L/6, rpm 960 (non in esercizio);
- 8 N. 1 Scambiatore di calore, cod. SCAL, marca Alfa Laval, tipo a spirale DORR 153, capacità di scambio di 400.000 kcal/h, portata fanghi 105 mc/h, portata acqua 105 mc/h, temperatura fanghi ingresso 32°, temperatura fanghi uscita 38° (non in esercizio);
- 9 N. 1 Pompa per gasolio FBM del tipo ad ingranaggi. cod. EPM/E;
- 10 Strumentazione di misura del quadro elettrico (mai entrata in esercizio).

10.1.1 Gasometro

Il gasometro ha un diametro di m 13, e capacità di 800 mc con campana gasometrica flottante.

Tutta la linea gas necessita di un intervento di rifacimento, unitamente alla nuova installazione della torcia di combustione biogas recentemente oggetto di smantellamento.

10.2 Stazione trattamento bottini

10.2.1 Stazione di pesatura

Le opere civili comprendono:

- un casotto in muratura portante avente superficie di circa 9 mq, intonacato e pitturato internamente ed esternamente, completo di pavimentazione ed infissi.

Le opere civili elettromeccaniche comprendono:

- n°1 Stadera a Ponte, dim. 9,0x 3,0 m, con portata di 40 t, marca Buroni Opessi.

10.2.2 Stazione di ricevimento bottini, grigliatura, omogeneizzazione e sollevamento liquami da vasche tipo Imhoff (e/o pozzi neri).

Le opere civili comprendono:

- Una vasca in c.a. dim: 14,0 x 7,0 x 3,5 m, volume 352 mc, dove vengono omogeneizzati i liquami in arrivo, corredata di opere in carpenteria metallica di protezione e sicurezza.

Le opere civili elettromeccaniche comprendono:

- n°1 griglia manuale sp. barre 4 cm;
- n°1 griglia a pulizia automatica, marca *Metaledil*, tipo GBR 400, motoriduttore CGM, motore elettrico CANTONI SKH71/4° G2821/42822, P= 0,35 cv;
- n°2 soffianti ad Aspi Rotanti, marca *Robuschi*, tipo RB 50/V, portata 585 mc/h, prevalenza 4,500 mm. di c.a. di cui una fuori esercizio;
- n°1 Impianto Depurazione Aria, marca *Sicindeco*, con colonna in moplen diametro 300 mm ed altezza 6 m, all'interno della quale sono alloggiati tre letti fluidi per l'ossidazione dei gas maleodoranti che si sviluppano nella vasca di accumulo. I letti vengono irrorati in controcorrente con acqua ed ipoclorito di sodio. Fuori esercizio.
- n°1 pompa dosatrice, marca *Dosapro*, tipo Euro 75/11, portata fino a 10 l/h, pressione 7.5 bar, potenza 0,1 kW. Fuori esercizio;
- n°1 bacino di 5 mc, corredata di un elettroagitatore lento, marca *Dosapro*, potenza 4 kw. Fuori esercizio
- n°1 misuratore pHmetro, marca *Hansen-Endress*. Fuori esercizio;
- n°1 pompa sommergibile, prelevata dalla stazione sollevamento liquami, marca *Turo*, tipo T5-100 U4/2/100, portata 90 mc/h, potenza installata P = 7,35 kW.

5. CRITERI D'INTERVENTO

La necessità di "*upgrading*" dell'impianto di depurazione esistente, intendendo con questo termine sia l'incremento della sua potenzialità (come carico trattabile), sia il miglioramento delle rese depurative (abbattimento, in particolare, di sostanza organica e nutrienti), deriva dalle seguenti principali esigenze:

- garantire elevati standard di qualità dell'effluente;
- equilibrare le fasi di trattamento, della linea acque, sia in termini di carichi idraulici che organici da trattare, rispetto all'attuale sbilanciata ripartizione fra le due linee esistenti;
- migliorare le caratteristiche dei fanghi prodotti nel ciclo depurativo;
- rendere efficiente la stazione di digestione anaerobica operando un corretto riscaldamento ed ottimizzando l'alimentazione in modo da garantire tempi di residenza pari ad almeno 20 giorni;
- consentire il recupero energetico dal biogas;
- migliorare il rapporto impianto-ambiente, minimizzando l'impatto sull'ecosistema esterno.

Si prevede, altresì, l'adeguamento dell'impianto depurativo, oltre che alle norme in materia ambientale (D.Lgs.152/06 e s. m. i.), alla vigente normativa in materia di tutela della salute e della sicurezza nei luoghi di lavoro (D. Lgs. n. 81/2008 e s. m. i.) e degli impianti elettrici al D.M. 22 gennaio 2008, n. 37, ex L. 46/90.

6. DESCRIZIONE DEGLI INTERVENTI

A seguito degli indirizzi recepiti in fase di redazione del presente progetto definitivo, le soluzioni progettuali proposte, orientate all'esecuzione d'interventi da svolgere esclusivamente all'interno dell'area del presidio depurativo esistente, sono state verificate anche in recepimento a specifiche esigenze, rappresentate Gestore, della fase di conduzione dello stesso impianto. Alcune altre integrazioni progettuali sono scaturite in ottemperanza di prescrizioni intervenute in sede di Conferenza dei servizi tenutesi nell'ambito della procedura di verifica di assoggettabilità a VIA da parte dell'Ufficio regionale competente.

Si riassumono di seguito i principali interventi di progetto previsti:

- **Demolizione della stazione di grigliatura esistente (A-2);**
- **Realizzazione di un nuova stazione di grigliatura** in manufatto in conglomerato cementizio armato interrato, opportunamente inserita nel profilo idraulico esistente, che prevede l'installazione in appositi canali, di n. 2 griglie grossolane del tipo oleodinamico (una per ciascun canale) con elemento filtrante a barre con spaziatura da 20 mm, capace di trattare la massima portata (Q_{max}) in arrivo all'impianto ($Q_{max}/2$ in ciascuno dei due canali). Il canale di *by-pass* posto in adiacenza parallelamente al precedente sarà anch'esso dotato di n. 1 griglia grossolana del tipo oleodinamico avente le stesse caratteristiche delle precedenti. Ciascun canale di grigliatura sarà inoltre dotato a monte e a valle di paratoie, atte ad intercettare il flusso in caso di manutenzione. Gli stessi canali di grigliatura e quello parallelo di *by-pass*, saranno dotati, in posizione idraulicamente più a valle, di griglie fini a cestello fisso e pettine rotante con compattatore e sistema di lavaggio del grigliato ad alta pressione.
- **Realizzazione di sistema di dissabbiatura con lavaggio sabbie, tipo "Pista",** diametro vasca 4,20 m, comprensivo di sistema *air-lift* ed apparecchiature elettromeccaniche per il sollevamento, la separazione ed il lavaggio delle sabbie.
- **Realizzazione di canale di misura portata in ingresso** con sensore ad ultrasuoni per canali aperti, con restringimento per la corrente fluida influente tipo "Venturi" (con opportuna sagomatura in cls dello stesso canale).
- **Adeguamento funzionale della stazione di sollevamento liquami equalizzati** con n. 3(2+1R) elettropompe sommerse atte a sollevare l'intera portata nel manufatto ripartitore in testa ai sedimentatori primari di nuova costruzione.
- **Demolizione del comparto biologico della Linea esistente – LV (A-9-10/A);**
- **Demolizione dei n°2 bacini di sedimentazione della Linea esistente - LV (A-18/A-B);**
- **Demolizione vasche di equalizzazione delle acque di morchia (A-29/A-B);**
- **Demolizione bacino di disinfezione (disMESSO) Linea esistente - LV (A-22);**
- **Demolizione di n. 4 letti di essiccamento (A-49/G-M);**
- **Realizzazione di manufatto ripartitore delle portate (A-8)** ai bacini di sedimentazione primaria;
- **Realizzazione di n. 2 sedimentatori primari con annesse stazioni di sollevamento fanghi primari (A-15/A-B);**

- **Realizzazione di manufatto ripartitore delle portate (A-11)** ai reattori di ossidazione e denitrificazione (linea esistente LN e di progetto LP);
- **Realizzazione di un nuovo comparto biologico (selettore anossico, pre-denitrificazione, ossidazione-nitrificazione) (A-14; A-9/A-B; A-10/A-B)** afferente alla cosiddetta *Linea di progetto* – LP avente una volumetria all'incirca pari a quella della *Linea esistente* - LN (vedi tabelle di riepilogo sotto riportate);
- **Realizzazione di circuiti di ricircolo fanghi secondari *Linea di progetto* - LP”;**
- **Realizzazione di manufatto ripartitore delle portate (A-16)** ai bacini di sedimentazione finale;
- **Realizzazione di n. 2 sedimentatori finali a (A-17/E-F)** servizio del nuovo comparto biologico con relative stazioni di sollevamento fanghi di riciclo e supero;
- **Realizzazione di stazione di raccolta materie galleggianti** dalla sedimentazione finale alla vasca di equalizzazione;
- **Potenziamento della linea di produzione aria compressa della *Linea esistente* - LN;**
- **Esclusione funzionale di n°1 dei n°4 sedimentatori finali a servizio della *Linea esistente* - LN;**
- **Verifica dei circuiti di ricircolo miscela aerata della Linea esistente - LN;**
- **Verifica dei circuiti di ricircolo fanghi secondari Linea esistente - LN;**
- **Realizzazione dei circuiti di ricircolo miscela aerata della Linea di progetto - LP;**
- **Installazione di filtri di superficie realizzati mediante coppie di dischi rotanti a servizio della Linea di progetto - LP;**
- **Rifunionalizzazione trattamento anaerobico dei fanghi e della linea biogas** mediante la bonifica delle vasche contenenti fanghi e gas di digestione anaerobica previa vuotatura delle stesse; il ripristino ed il risanamento delle strutture murarie dei digestori con adeguati trattamenti (ivi inclusi gli interventi sulle opere di carpenteria metallica); la demolizione e la nuova costruzione del gasometro del tipo pressostatico a membrana su apposito basamento in c.a.; l'installazione di nuova torcia biogas; l'attivazione della centrale termica con nuova caldaia ed installazione d'idoneo sistema di scambio termico acqua-fanghi, di maggiore potenzialità; l'esecuzione dei necessari collegamenti idraulici per i vari fluidi vettori, ecc.

Per il sistema di cogenerazione esistente, peraltro fuori uso e dismesso da tempo, non si prevede il ripristino, ricadendo nella fattispecie, secondo le linee guida fornite dal Gestore, in impianto con potenzialità < 100.000 AE.

- **Sostituzione del *piping* della linea fanghi dei digestori con nuove tubazioni in acciaio inox;**
- **Sostituzione della carpenteria metallica in più avanzato stato di degrado sullo opere civili oggetto di adeguamento;**
- **Sostituzione del *piping* della linea gas con nuove tubazioni in acciaio inox;**
- **Adeguamento funzionale della stazione di disidratazione meccanica dei fanghi** mediante installazione di nuovi estrattori centrifughi e relativa stazione di produzione e dosaggio condizionante chimico e dismissione della vecchia filtropressa a piastre, ben oltre la propria vita utile per un regolare esercizio;

- **Demolizione del gasometro a copertura flottante, dismesso (A-46);**
- **Realizzazione di gasometro a membrana;**
- **Rimozione della rete idrica antincendio esistente;**
- **Realizzazione di nuovo impianto antincendio con rete idranti secondo UNI 10779 e relativo gruppo di pompaggio (con alimentazione idrica dalla vasca di clorazione esistente), comprendente:**
 - rete interrata in tubazioni di PE100 PN16 e stacchi fuori terra con tubazioni in acciaio inox AISI 304;
 - idranti del tipo UNI 70 mm, dotati di manichetta, lancia con bocchello Ø16 mm, pressione di esercizio pari a 3 atm e portata 300 l/min.
- **Installazione di strumenti di analisi e misura** dei principali parametri di processo nelle sezioni di trattamento di seguito indicate
 - Grigliatura: sonde *on-line* per la misura del pH; della temperatura; della conducibilità;
 - Denitrificazione: sonde *on-line* per la misura dell'ossigeno disciolto; del potenziale redox; dell'ammoniaca;
 - Ossidazione nitrificazione: sonde *on-line* per la misura dell'ossigeno disciolto (esistenti);
 - Ricircolo dei fanghi secondari e della miscela aerata: misuratori di portata per tubi chiusi sulle correnti di ricircolo;
 - Sedimentazione finale: sonde *on-line* per la misura del livello dei fanghi sedimentati; dei solidi sospesi.
 - Filtrazione: sonda *on-line* per la misura di torbidità/SST;
 - Disinfezione: una sonda *on-line* per la misura del cloro residuo; dell' organico disciolto;
 - Digestione anaerobica: sonde *on-line* per la misura del livello fanghi; del valore di temperatura e del pH.
- **Installazione di coperture con pannellature modulari in vetroresina (PRFV) sui bacini della “linea fanghi” (pre-ispessitore) e della “linea acque” (stazione di grigliatura, dissabbiatura e sedimentatori primari) per il controllo delle emissioni odorigene;**
- **Installazione di sistema di convogliamento e trattamento con processo biologico-chimico (*scrubber* e biofiltro) dei flussi odorigeni captati dai bacini di trattamento oggetto di copertura (sedimentatori primari e pre-ispessitore) e dall’edificio di disidratazione meccanica fanghi.**
- **Sistemazione della viabilità interna dell’impianto** con asfalto di tipo drenante e pavimentazione drenante in masselli autobloccanti distanziati con riempimento in ghiaietto, idonei per traffico pesante.
- **Integrazione della sistemazione a verde dell’area dell’impianto.**

Si rappresenta, infine che, in recepimento alle osservazioni espresse dall’ARPA Puglia in sede di Conferenza dei servizi in data 26/09/2014 per la verifica di assoggettabilità a

Valutazione di impatto ambientale (con nota prot. n. 8102 in data 18/09/2014), si provvederà alla

- **Raccolta, trattamento e smaltimento delle acque meteoriche di dilavamento** ricadenti nell'area dell'impianto, ai sensi del recente R.R. n. 26 del 09/12/2013".

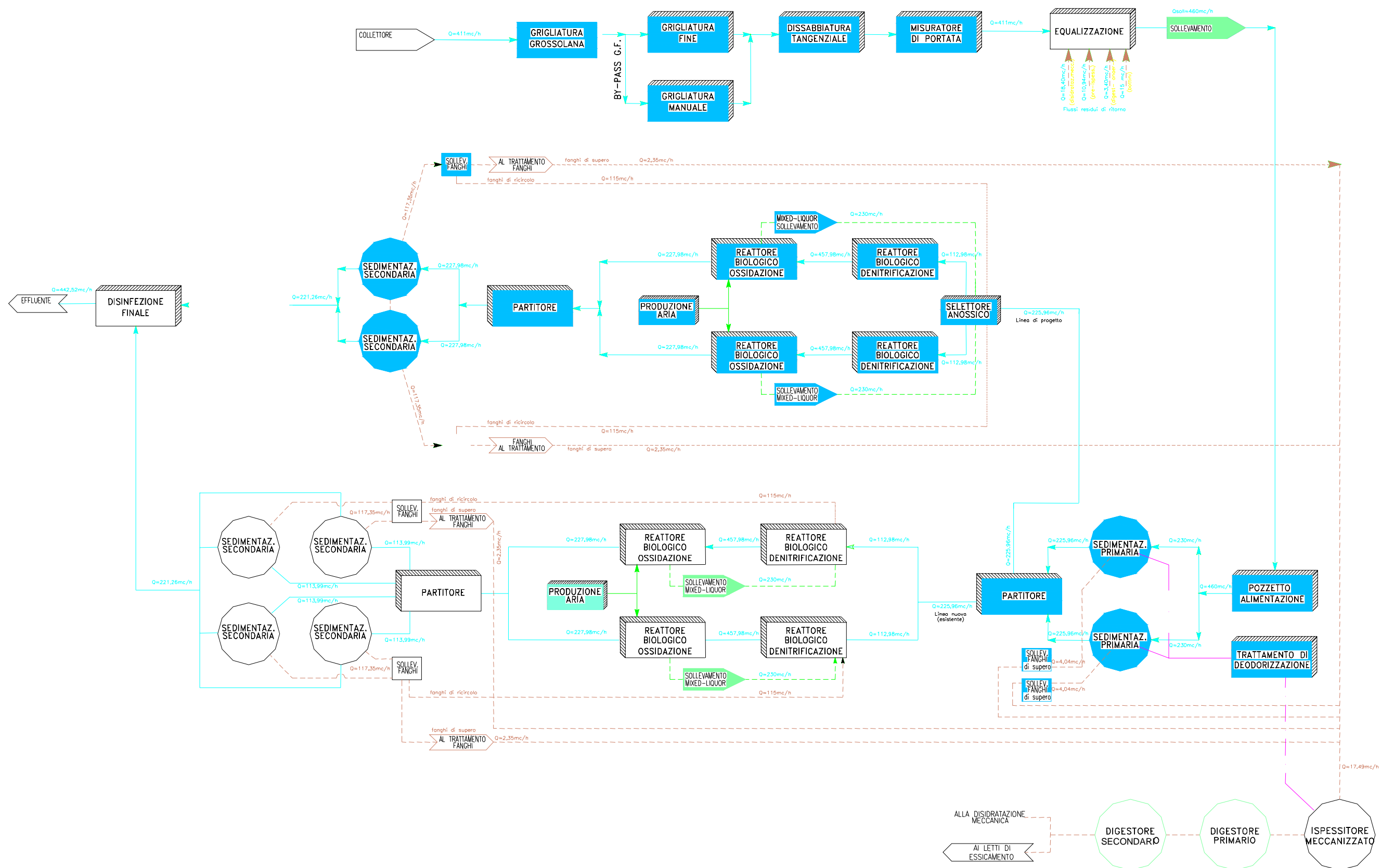
Specificatamente, considerata l'attuale configurazione dell'impianto e la sistemazione della viabilità interna prevista nel presente progetto, è stata valutata la possibilità che le acque meteoriche di dilavamento provenienti da superfici impermeabilizzate scolanti, interne allo stesso impianto, vengano raccolte, mediante rete di drenaggio, ed inviate in testa al processo depurativo per essere trattate insieme alle acque reflue urbane, convogliate allo stesso impianto tramite rete di fognatura separata (per ogni approfondimento si rimanda alla REL_010 di progetto "Relazione calcoli idraulici").

Completano il progetto di adeguamento dell'impianto:

- ✓ l'adeguamento e potenziamento degli impianti elettrici al fine di garantire gli standard di sicurezza in osservanza della normativa vigente e per il conseguimento di una maggiore efficienza energetica; nuovi quadri di distribuzione nuove utenze, ordinarie e privilegiate, integrazione dell'impianto di illuminazione esterna nelle aree dei nuovi manufatti, ecc.);
- ✓ la scelta di apparecchiature elettromeccaniche che garantiscano i massimi rendimenti alle condizioni operative e ai punti di lavoro richiesti;
- ✓ laddove necessario, sostituzione di parapetti e corrimano con nuove carpenterie metalliche in acciaio zincato trattate con vernici protettive.

7. SCHEMA DI PROCESSO

La seguente immagine raffigura lo schema a blocchi generale di processo dell'impianto, con gli interventi previsti dal presente progetto.



LEGENDA	
—	Linea acqua
---	Linea fanghi
---	Linea aria
---	Linea tratt. aria
	Opere esistenti
	Opere di progetto
	Opere esistenti oggetto di adeguamento

Fig. 3: Schema a blocchi di processo di progetto

8. VERIFICA DELLE POTENZIALITA' DELLE STAZIONI ESISTENTI E DIMENSIONAMENTO DELLE NUOVE UNITA' DI TRATTAMENTO

Al fine di individuare gli interventi necessari di "*upgrading*" dell'impianto esistente, si è proceduto, preliminarmente, ad una verifica della capacità effettiva delle singole fasi di trattamento, e di quella eventualmente residua, utile ad individuare la potenzialità complessiva dello stesso presidio depurativo nella configurazione di processo attuale.

Tali informazioni, generalmente molto utili quando si vogliano interpretare i dati prestazionali di un impianto esistente, risultano indispensabili quando, come nel caso in oggetto, si voglia valutare la possibilità di incrementarne il carico da trattare.

La procedura di verifica, condotta per le condizioni di regime stazionario, si è articolata nelle fasi di seguito rappresentate, alcune delle quali già trattate nei paragrafi precedenti della presente relazione.

✓ Definizione delle caratteristiche dell'impianto

Si è proceduto preliminarmente ad una ricognizione, articolata in visite successive, utile definire lo schema impiantistico e, attraverso puntuali rilievi topografici, le caratteristiche dimensionali dei diversi comparti. Con l'ausilio delle "schede di consistenza dell'impianto" fornire dal Gestore, sono state anche censite le apparecchiature elettromeccaniche di processo installate nelle singole stazioni di trattamento.

✓ Definizione dei carichi in ingresso

Cfr. par. 3

✓ Definizione dei vincoli normativi e di processo

Cfr. par. 2

✓ Taratura del modello del comparto biologico

Allo scopo è stato predisposto apposito modello di calcolo impostato secondo procedure e metodologie tratte principalmente dal *Metcalf & Eddy* (2006): "Ingegneria delle acque reflue – Trattamento e riuso" (ediz. McGraw-Hill), dal *Bonomo* (2008): "Trattamenti delle acque reflue" (ediz. McGraw-Hill) e dal *Masotti* "Depurazione delle acque – Tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto" – 2011, ediz. Calderini.

✓ Definizione delle condizioni di processo per cui effettuare la verifica

La verifica della capacità di trattamento del comparto biologico richiede la definizione delle condizioni operative cui la verifica deve essere riferita.

✓ Definizione delle prestazioni attese per i diversi comparti

✓ Verifica della potenzialità massima del comparto biologico

✓ Verifica dell'idoneità dei sedimentatori, dei ricircoli, della fornitura d'aria

✓ Stima della produzione di fanghi

✓ Calcolo della capacità di trattamento

✓ Calcolo della capacità residua

Verificata preliminarmente la potenziale capacità residua dell'impianto, seppure nella sua attuale configurazione di processo, il calcolo di progetto/verifica, nelle condizioni previste dal

PTA (che prevede, come detto, un incremento del carico da trattare: dagli attuali 32.810 AE al valore di 64.912 AE), è stato condotto nell'ipotesi di inserire, nello schema di processo, la fase di sedimentazione primaria, attualmente non prevista, verificando la sufficienza dei volumi disponibili per le restanti unità di trattamento afferenti sia alla linea acque che alla linea fanghi.

Con l'aggiunta della fase di sedimentazione primaria è possibile ottenere, infatti, rimozioni del BOD dell'ordine del 25-30% ed una eliminazione dei solidi sospesi compresa tra il 55÷60% rispetto al valore in ingresso.

Allo scopo di operare un riequilibrio delle due linee biologiche funzionanti in parallelo, in termini di carichi idraulici ed organici da trattare, rispetto all'attuale configurazione impiantistica che appare sbilanciata, si propone la demolizione della "*linea vecchia*" (peraltro in condizioni strutturali di avanzato degrado) e la realizzazione di una seconda linea biologica, in parallelo all'esistente ("*linea nuova*") avente pari volumetria.

Tale soluzione, soprattutto in vista del potenziamento dell'impianto in termini di carichi da trattare, offrirebbe il vantaggio di conseguire una cautelativa capacità residua di trattamento del comparto biologico, per far fronte a condizioni di esercizio più gravose.

Così come fatto nella descrizione dell'impianto si procederà separatamente alla verifica della linea acque e della linea fanghi.

Si ribadisce che i risultati dei calcoli di verifica delle stazioni di trattamento si riferiscono, in primo luogo, alle condizioni più gravose invernali con temperatura del refluo di 15 °C e 64.912 AE, ed in riferimento alla quale è stata cautelativamente effettuata la procedura di verifica/dimensionamento delle volumetrie complessivamente rese disponibili.

L'influenza della temperatura sulle cinetiche biologiche, infatti, rende di norma critiche le condizioni invernali agli effetti del calcolo della biomassa. Situazioni diverse possono aversi in impianti soggetti a forte stagionalità, come quello in oggetto, ove l'effetto del maggior carico alimentato nei mesi estivi può risultare determinante.

Si è pertanto successivamente proceduto alle verifiche biologiche nelle diverse condizioni operative: estive ed invernali, secondo vari scenari, eseguite con le stesse metodologie ed algoritmi di calcolo, delle quali si riportano, riassunte in apposite tabelle, sia i dati in ingresso, sia i principali parametri di processo (Vedi Allegato 1).

9. Linea acque

9.1.1 Pre-trattamenti

9.1.1.2 Canale di arrivo e stazione di grigliatura

La grigliatura costituisce, come noto, la prima operazione unitaria di trattamento, di natura meccanica, applicata all'impianto. La funzione principale di un sistema di grigliatura è quella di consentire la rimozione dei materiali grossolani nel fluido da trattare, che altrimenti comporterebbero il danneggiamento dei dispositivi meccanici presenti nelle unità a valle del processo, accumuli e ostruzioni nelle tubazioni, con l'effetto di ridurre l'efficienza complessiva dello stesso processo e la contaminazione dei corpi idrici recettori.

L'eliminazione selettiva dei solidi sospesi di dimensioni considerevoli, suscettibili di produrre gli effetti sopra evidenziati, è anche importante per migliorare la qualità dei fanghi di depurazione prodotti.

L'impianto è dotato di un sistema di grigliatura non più idoneo ad offrire prestazioni soddisfacenti, sia in considerazione del maggiore carico idraulico che si prevede di convogliare verso il presidio depurativo esistente, sia perché la stessa stazione, dotata di una sola griglia fine con cestello e pettine rotante, nel suo allestimento non corrisponde a quanto indicato nelle linee guida AQP S.p.A.

Si prevede, pertanto, di realizzare una nuova stazione di pre-trattamento che comprenda, oltre la fase di grigliatura, quella di dissabbiatura attualmente non presente.

La nuova stazione, in apposito manufatto in conglomerato cementizio armato interrato, opportunamente inserita nel profilo idraulico esistente, prevede l'installazione in appositi canali, di n. 2 griglie grossolane del tipo oleodinamico (una per ciascun canale) con elemento filtrante a barre con spaziatura da 20 mm, capace di trattare la massima portata (Q_{max}) in arrivo all'impianto ($Q_{max}/2$ in ciascuno dei due canali). Il canale di *by-pass* posto in adiacenza parallelamente al precedente sarà anch'esso dotato di n. 1 griglia grossolana del tipo oleodinamico avente le stesse caratteristiche delle precedenti.

Ciascun canale di grigliatura sarà inoltre dotato a monte e a valle di paratoie, atte ad intercettare il flusso in caso di manutenzione.

Gli stessi canali di grigliatura e quello parallelo di *by-pass*, saranno dotati, in posizione idraulicamente più a valle, di griglie fini a cestello fisso e pettine rotante con compattatore e sistema di lavaggio del grigliato ad alta pressione.

Secondo le "Linee guida" fornite dal Gestore la nuova stazione di grigliatura dovrà essere in grado di trattare la massima portata in arrivo all'impianto, intesa pari a $4 \times Q_m$. Nello stesso dimensionamento idraulico del canale e delle relative griglie si è considerata vincolante la velocità di attraversamento del reflu, ovvero la velocità minima, che non deve essere inferiore a 0,8 m/s per non permettere la sedimentazione di materiale organico ed inerte, lo sviluppo di cattivi odori ed intasamenti dello stesso canale, e la velocità massima, che non deve essere superiore a 1,2 m/s, per evitare corrosioni nelle pareti e del fondo nonché il trascinamento del materiale grigliato.

Per la verifica sono state ipotizzate le condizioni di moto uniforme ed è stata utilizzata la formula di Chézy:

$$v = \chi * \sqrt{R * i}$$

dove.

v = velocità media = Q/A [m/s];

χ = coefficiente di attrito secondo l'espressione di Gaukler-Strikler pari a $(k \cdot R^{1/6})$, con

k coefficiente di scabrezza assunto pari a $60 \text{ m}^{1/3}/\text{s}$;

i = pendenza geometrica del fondo [m/m];

R = raggio idraulico della sezione di passaggio [m] = A/C ;

avendo indicato con:

A = area della sezione liquida = $b \cdot h$ [mq];

b = larghezza del canale [m];

h = altezza del refluo nel canale [m];

C = contorno bagnato della sezione [m] = $b + 2h$;

La formula quindi esplicitata per un canale a sezione rettangolare diventa quindi:

$$Q = k \cdot A \cdot R^{2/3} \cdot \sqrt{i} = k \cdot (b \cdot h) \cdot \left(\frac{b \cdot h}{b + 2h} \right)^{2/3} \cdot \sqrt{i}$$

Per le ipotesi assunte, essendo $i = 0,004$ la pendenza del canale, fissando dei valori di b per successive iterazioni è stato calcolato il valore dell'altezza di moto uniforme h e, conseguentemente, il valore della velocità in corrispondenza della portata massima di calcolo.

9.1.1.3 Dissabbiatura

La dissabbiatura, come noto è la fase di sedimentazione frazionata che consente di rimuovere dalla corrente liquida le sabbie e, più in generale, i solidi pesanti di diametro $d > 0.2 \text{ mm}$ presenti in sospensione nelle acque reflue, senza però provocare la contemporanea rimozione di solidi organici sospesi, generalmente putrescibili e dotati di bassa velocità di sedimentazione.

La presenza nelle acque di rifiuto di "sabbie" (intendendo come tali anche quelle particelle e corpi d'origine inorganica che abbiano caratteristiche di peso specifico ed idrodinamiche analoghe a quelle delle sabbie propriamente dette, come ghiaia o frammenti di vetro e di metallo, semi, ecc.) ed altre sostanze abrasive o pesanti, può essere causa anch'essa di logoramento delle giranti delle pompe e degli organi meccanici delle altre apparecchiature di processo.

Anche allo scopo di evitare pericolosi depositi nelle tubazioni o il riempimento delle vasche, che ridurrebbe, così, la loro capacità utile, s'impone la necessità di prevedere una preliminare fase di dissabbiatura.

Poichè la densità della sabbia grossolana è molto più grande di quella del liquame, vi è la tendenza da parte della stessa a sedimentare quando la velocità nel collettore è bassa.

La teoria della sedimentazione della sabbia si basa sulla legge di Stokes:

$$V = \frac{2gr^2 \times (D_s - D_i)}{9\eta}$$

dove

V = velocità di sedimentazione della particella

D_s = densità della particella

r = raggio della particella

η = viscosità del liquido

D_l = densità del liquido

g = accelerazione di gravità

Per la fase di dissabbiatura (nella quale vengono separate tutte le particelle inorganiche fino ad un diametro di 0.2 mm), non presente sull'impianto attualmente in esercizio, si prevede di utilizzare un dissabbiatore meccanizzato aerato, ad immissione tangenziale, tipo "Pista", nel quale apposite pale miscelatrici inducono nel liquido uno stato di agitazione per qualsiasi condizione di portata: il particolare moto, indotto, oltre che dall'azione meccanica del gruppo rotante, dal flusso stesso del liquido immesso tangenzialmente, favorisce la caduta della sabbia sul fondo.

Le acque pervengono dunque in una vasca circolare con fondo a tramoggia al cui centro ruotano delle pale, nello stesso senso della corrente liquida, mantenendo il fluido ad una velocità costante ed imprimendo due componenti di moto: la prima tangenziale e la seconda radiale nel piano normale all'asse delle pale stesse.

Il materiale organico rimane in sospensione e la sabbia sedimenta sul fondo della tramoggia, favorita dal movimento a spirale della corrente.

La miscela estratta di acqua-sabbie da separare sarà convogliata per mezzo di una tubazione in acciaio verniciato del DN 100 nella parte superiore di un "classificatore di sabbie" che, grazie alla sua particolare forma costruttiva, consentirà di lavare le materie organiche contenute nelle sabbie ed inviarle allo scarico insieme alle acque di processo. Le sabbie separate si depositeranno sul fondo del classificatore dove ruoterà una coclea ad asse inclinato che, trasportando le sabbie medesime verso lo scarico, eserciterà su di esse una azione di drenaggio. Le acque di troppo pieno del classificatore di sabbie saranno reimmesse nel dissabbiatore per mezzo di una tubazione in acciaio verniciato del DN 200.

I tempi di ritenzione idraulica occorrenti sono convenzionalmente stabiliti in 3÷5 minuti con riferimento alla portata massima, mentre il carico idraulico superficiale massimo C_{imax} non deve essere superiore a 50 mc/(mq×h) anche con la portata di punta.

Fissato il tempo di ritenzione (t_r) a portata massima pari a 3 minuti, si determina il volume della vasca:

$$V = Q_{max} \times t_r = 0,195 \times 3 \times 60' = 35mc$$

Si adotta un dissabbiatore avente diametro de comparto circolare pari a 4,20 m.

Mediante la manovra di due paratoie d'intercettazione a comando manuale sarà possibile permettere il *by-pass* dello stesso dissabbiatore in caso di manutenzione straordinaria.

La portata d'aria da insufflare nell'eiettore idropneumatico (*air-lift*) per l'estrazione delle sabbie depositatesi sul fondo della vasca si determina considerando un valore di 1÷2 mc di aria all'ora per ogni mc di capacità della stessa vasca.

9.1.1.4 Equalizzazione

L'alimentazione di portate o di concentrazioni di inquinanti fortemente variabili nel tempo può comportare ovvie difficoltà alle linee di trattamento: necessità di sovradimensionare il sistema per far fronte alle punte, maggiori difficoltà di regolazione, rischi di intossicazione dei processi biologici per improvvisi scarichi tossici, fluttuazioni della qualità dell'effluente trattato.

L'equalizzazione ha come principale obiettivo quello di compensare le variazioni giornaliere di portata di liquame in ingresso all'impianto di depurazione, garantendo così l'erogazione di una portata costante alle fasi successive di trattamento; in questo modo si evitano pericolosi sovraccarichi nelle varie sezioni dell'impianto, si consente il funzionamento in continuo ed una più uniforme concentrazione degli inquinanti.

La previsione di un'adeguata fase di equalizzazione dei carichi idraulici e di omogeneizzazione dei carichi inquinanti, che avviene normalmente in vasche di accumulo agitate o aerate, di dimensioni tali da assicurare un tempo di residenza che consente di smorzare le fluttuazioni di portata e di qualità dell'alimentazione dell'impianto (con volume di compenso che varia in genere tra il 20 ed il 40% del volume medio giornaliero di liquame da trattare), assume particolare importanza in situazioni particolari, individuabili in caso di:

- potenziamento di impianti esistenti, attraverso la possibilità di mantenere condizioni di alimentazione prossime a quelle medie, meglio utilizzando le strutture disponibili nei periodi di scarso afflusso ed avvicinando la portata di calcolo a quella media;
- protezione delle fasi biologiche da brusche variazioni qualitative, connesse a scarichi industriali saltuari, di provenienza diffuse e difficilmente controllabile.

L'impianto depurativo in oggetto è dotato di una vasca di equalizzazione delle portate ed omogeneizzazione dei carichi influenti avente dimensioni interne in pianta pari a 60,00 × 22,00, con un tirante idrico variabile da 2,00 ma che, in casi eccezionali, raggiunge i 3,00 m.

Il volume complessivo disponibile è variabile da 2.600 mc, in condizioni di esercizio ordinario a 3.900 mc in situazioni eccezionali di afflusso.

Per la verifica idraulica della fase di equalizzazione è stato considerato che, in 12 ore, arrivi all'impianto il 70% della portata giornaliera.

Si calcola il volume da accumulare ed il conseguente volume della vasca di equalizzazione attraverso le seguenti equazioni:

$$V_{acc} = (Q_{12h} \times 12) - (Q_{m(24h)} \times 12) [mc]$$

$$V_{eq} = c_s \times V_{acc} [mc]$$

dove

Q_{12h} = portata oraria nel periodo di massimo afflusso, pari a $Q_g \times 0,70 / 12 [mc / h]$;

Q_g = portata giornaliera affluente all'impianto [mc/d];

$Q_{m(24h)}$ = portata media giornaliera [mc/h];

c_s = coefficiente di sicurezza;

V_{acc} = volume da accumulare [mc];

V_{eq} = volume minimo della vasca di equalizzazione [mc];

Si riassumono nella tabella che segue i risultati della verifica:

Portata giornaliera	mc/d	9 867
Ore di massimo afflusso nel giorno	ore	12
Percentuale portata giornaliera nel max afflusso	%	70
Portata oraria nel periodo di max afflusso	mc/h	576
Portata media nelle 24 ore	mc/h	411
Flussi residui drenaggi interni riciccolati	mc/h	49
Portata da sollevare	mc/h	460
Volume da accumulare	mc	1 973
Coefficiente di sicurezza		1,3
Volume minimo da adottare	mc	2 565
Volume di progetto (disponibile)	mc	2 600

Per quanto riguarda i dispositivi di agitazione e miscelazione, nel caso di acque grezze con concentrazioni di 200 e 500 mg/l di solidi sospesi, le potenze specifiche che occorre trasmettere al fluido sono dell'ordine di 6÷11 W/mc di massa liquida nel bacino.

Occorre poi che, oltre all'agitazione, gli aeratori consentano di immettere nel liquido la quantità di ossigeno occorrente per fare fronte alla richiesta di ossigeno dei microrganismi durante il tempo di stazionamento nella vasca, cioè 5÷10 g di O₂/mc di vasca per ora, richiesta che di norma viene soddisfatta con la potenza occorrente agli aeratori per far fronte alla necessità di agitazione e di miscelazione del liquame.

In vasca sono attualmente installati n°4 aeratori sommersi che provvedono a mantenere in agitazione il liquame (impedendo problemi di sedimentazione) e, nel contempo, a fornire un consistente apporto di ossigeno per evitare l'innescio di fenomeni settici del liquame.

La stessa vasca è attrezzata con n°6 aeratori sommergibili tipo *flow-jet*, marca *Flygt*, mod. 3127 MT 181/437, potenza nominale 5,9 kW, ciascuno avente capacità di ossigenazione a 3,00 m pari a 7,5 kg/h di O₂ (pari a circa 150 mg/l di O₂ sulla portata media da trattare, 90 mg/l di O₂ sulla portata di punta e 15 gr/h/mc sul volume normale della vasca) e capacità di trasferimento di energia in vasca pari a:

$$P_{sp} = \frac{n^{\circ}aeratori \times P_{aer}}{V_{eq}} [W / mc]$$

dove:

P_{sp} = potenza specifica che occorre trasmettere al fluido [W/mc];

P_{aer} = potenza aeratore [W];

V_{eq} = volume vasca di equalizzazione [mc];

si ha, nell'ipotesi di esercizio ordinario:

$$P_{sp} = \frac{6 \times 5.900}{2.600} = 13,61 [W / mc]$$

ed in casi eccezionali di maggiore afflusso:

$$P_{sp} = \frac{6 \times 5.900}{3.900} = 9,1 [W / mc]$$

La stazione di equalizzazione presente risulta pertanto verificata anche nelle nuove condizioni e non necessita di interventi di adeguamento.

9.1.1.5 Sedimentazione primaria (nuova stazione)

L'obiettivo di un trattamento di sedimentazione è, come noto, quello di rimuovere i solidi facilmente sedimentabili ed il materiale flottante, riducendo in tal modo la concentrazione di solidi sospesi nel refluo trattato.

Tale risultato si ottiene realizzando condizioni di relativa quiete in modo che, nelle unità, abbia luogo la sedimentazione dei materiali più densi dell'acqua che, depositati sul fondo, vengono raccolti ed inviati alla sezione di trattamento fanghi.

Poiché la concentrazione del materiale sospeso sedimentabile in uno scarico grezzo (sottoposto ai soli pre-trattamenti) è relativamente bassa, il processo di sedimentazione primaria si svolge con modalità di sedimentazione discreta e, per quanto non manchi una consistente frazione granulosa, prevalgono i solidi di tipo fioccoso.

Il dimensionamento della fase di sedimentazione primaria tiene conto dei parametri tipici della sezione quali:

- il carico idraulico superficiale C_{is} [$m^3/m^2 \cdot h$]
- la portata specifica allo stramazzo Q_{str} [$m^3/m \cdot h$]
- il tempi di residenza idraulica τ [h].

e si sviluppa attraverso le fasi di seguito riportate.

Calcolo area sedimentatore fissato il Carico idraulico superficiale

Fissato il valore del massimo carico idraulico superficiale C_{is} (velocità ascensionale) riferito alla portata media, cautelativamente assunta pari a 0,90 mc/mqxh (*Masotti*), valutato sulla portata media giornaliera, ipotizzando di utilizzare n. 2 bacini di sedimentazione primaria, si calcola l'area della superficie necessaria del singolo sedimentatore:

$$A = \frac{Q_m}{N_{sed} \times C_{is}}$$

dove

C_{is} = carico idraulico superficiale [mc/mqxh];

Q_m = portata media liquame influente [mc/h];

N_{sed} = numero sedimentatori, pari a 2 unità;

A = area della superficie orizzontale del singolo sedimentatore in [mq];

Nel caso in esame si ha:

$$A = \frac{460}{2 \times 0,90} = 256mq$$

Si calcola il diametro del singolo sedimentatore:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = 18[m]$$

Assumendo un valore del diametro allo sfioro pari a 17 m, si calcola la relativa circonferenza del singolo sedimentatore:

$$C = \pi \times D = 53.41[m]$$

Si verifica il valore del C_{is} in condizioni di portata di punta:

$$C_{is_max} = \frac{Q_{max}}{N_{sed} \times A} = 1.38[mc / mq \times h]$$

Si verifica il valore del C_{is} nell'ipotesi di fuori esercizio di uno dei due sedimentatori con riferimento sia alla portata media che a quella di punta:

$$C_{is} = \frac{Q_m}{1 \times A} = 1.81[mc / mq \times h]$$

$$C_{is} = \frac{Q_{max}}{1 \times A} = 2.76[mc / mq \times h]$$

Secondo le indicazioni dell'USEPA (*United States Enviromental Protection Agency*) per un corretto dimensionamento/verifica della sedimentazione primaria seguita da trattamento secondario, devono essere rispettati i seguenti valori:

$$C_{is} = 1,40 \div 2,00[m^3 / m^2 \times h]$$

$$C_{is_max} = 3.30 \div 5,00[m^3 / m^2 \times h]$$

Si rileva pertanto un rispetto dei limiti imposti per il C_{is} anche nell'ipotesi di fuori esercizio di uno dei due sedimentatori, considerando peraltro come l'impianto sia dotato di una capacità di compenso offerta dalla vasca di equalizzazione esistente.

Verifica della portata specifica allo stramazzo

Sebbene non si tratti di un parametro limitante ai fine del dimensionamento di un sedimentatore primario, la verifica della portata specifica allo stramazzo Q_{str} , o semplicemente portata allo stramazzo, è importante in quanto il valore innanzi detto, se contenuto entro i limiti imposti, consente di evitare che il flusso troppo concentrato verso le zone in cui avviene la raccolta dell'acqua chiarificata (stramazzi sulle canalette di raccolta) possa portare ad un richiamo troppo forte di particelle di fango con conseguente decadimento dei rendimenti depurativi. Il suo valore è dato dalla seguente espressione:

$$Q_{str} = \frac{Q_{max}}{N_{sed} \times C} [m^3 / m \times d]$$

dove

C = circonferenza del singolo sedimentatore [m];

gli altri simboli sono già noti.

Nel caso in esame con il diametro allo sfioro di 17 m si ha una circonferenza di 53,41 m per cui alla portata di punta si ha:

$$Q_{str} = 158 [m^3 / m \times d]$$

Metcalf & Eddy riporta per questo valore un campo di accettabilità pari a $125 \div 500 [m^3/m \cdot d]$. Si rileva pertanto un rispetto dei limiti imposti per il calcolo di Q_{str} .

Tempi di residenza idraulica e rendimenti depurativi attesi

Si fissa un tempo di detenzione idraulica τ_H minimo di 0,80 h, valutato sulla portata massima, rispettando la condizione che:

$$\tau_H \geq 0,50h$$

Si calcola il volume utile per la sedimentazione in base alla seguente equazione:

$$V_{sed} = \tau_H \times Q_{max}$$

$$V_{sed} = 562 [mc]$$

L'altezza utile (altezza liquida) della vasca di sedimentazione si calcola dal rapporto tra il volume V_{sed} e la superficie A

$$h = \frac{V_{sed}}{A} [m]$$

Si verifica che il valore calcolato per l'altezza utile non sia inferiore a $2,50 \div 3,00$ m.

Se risulta $h < 2,50$ m, si deve assumere un tempo di detenzione idraulico τ_{id} maggiore. Se $h \geq 2,50$ m, allora si procede oltre controllando che il tempo di detenzione idraulico, valutato in condizioni di portata media:

$$\tau_{H \min} = \frac{V_{sed}}{Q_{med}}$$

sia attorno alle $2 \div 3$ ore.

Nel caso in esame si ha: $\tau_{H \min} = 3.7h$

I rendimenti depurativi assunti in sedimentazione primaria, in considerazione delle valutazioni fatte in precedenza e delle reali condizioni operative, sono i seguenti:

$$\Delta SST = 56\%$$

$$\Delta BOD_5 = 23\%$$

$$\Delta COD = 28\%$$

Si trascurano a vantaggio di sicurezza le componenti relative all'azoto e al fosforo.

Conseguentemente le concentrazioni degli inquinanti all'ingresso al comparto biologico risultano i seguenti:

<i>parametro</i>	<i>u.m.</i>	<i>valore</i>
COD	[mg/l]	568
BOD ₅	[mg/l]	304
SST	[mg/l]	232
N-NH ₄ ⁺	[mg/l]	53
TKN	[mg/l]	79
FOSFORO	[mg/l]	13

e i valori dei carichi totali assunti a base della progettazione saranno i seguenti:

<i>parametro</i>	<i>u.m.</i>	<i>valore</i>
COD	[Kg/d]	5 608
BOD ₅	[Kg/d]	2 999
SST	[Kg/d]	2 285
N-NH ₄ ⁺	[Kg/d]	519
TKN	[Kg/d]	779
FOSFORO	[Kg/d]	130

Sulla scorta di tali valori si procederà alla verifica del comparto biologico.

Valutazione della quantità di fango di supero prodotta

L'estrazione di fango di supero deriva dalla necessità di mantenere costante nel sistema, una volta raggiunta la condizione di regime, la concentrazione di biomassa.

I quantitativi da allontanare nell'unità di tempo corrispondono quindi alla crescita di solidi sospesi che si produce nel sistema per effetto della sintesi batterica e degli apporti che comunque si verificano nei reattori, al netto dei trascinamenti nei reflui depurati allo scarico.

La produzione di fanghi primari è riconducibile alla presenza di materiale decantabile nei reflui e può essere determinata attraverso la seguente espressione:

$$\Delta X_1 = \eta_{1-SS} * SS * P$$

dove

η_{1-SS} = rendimento di rimozione dei solidi sospesi [56%];

SS = apporto unitario di solidi sospesi [60 g/ab×d];

P = numero di abitanti [64.912 AE];

ed essendo il rapporto SS/BOD = 80/60, sia:

$$\Delta X_1 = 0,56 \times \left(60 \times \frac{80}{60} \right) \times 64.912 \times 10^{-3} = 2.908 \text{ KgSS} / d$$

Con un tenore in acqua ammesso pari al 98,5%, con corrispondente tenore di secco pari al 1,5%, si ha il seguente volume giornaliero di fango primario:

$$V_{fango\ primario} = \frac{\Delta X_1}{1,5} \times \left(\frac{100}{1.000} \right) = 194 [mc / d]$$

Riepilogando:

Fango primario prodotto	Kg/d	2.908
Volume fango primario	mc/d	194

9.1.2 Trattamento biologico – sistema integrato anossico/aerobico

Il processo utilizzato si svolge secondo lo schema a fanghi attivi cosiddetto “*single sludge*”, dove cioè lo stesso fango agisce in fase anossica di pre-denitrificazione e, successivamente, in fase ossidativa di nitrificazione. La denitrificazione biologica dell’azoto, come noto, è un fenomeno associato alla catena respiratoria di trasporto di elettroni, dove i nitrati oppure i nitriti sono impiegati come accettori di elettroni nelle reazioni di ossido-riduzione che coinvolgono un’ampia varietà di sostanze organiche oppure inorganiche che fanno da donatori di elettroni.

Le fasi di verifica/progetto del comparto biologico sono state eseguite secondo l’impostazione delle procedure e metodologie di calcolo tratte principalmente, come detto, dal *Metcalf & Eddy* (2006): “Ingegneria delle acque reflue – Trattamento e riuso” (ediz. McGraw-Hill), dal *Bonomo* (2008): “Trattamenti delle acque reflue” (ediz. McGraw-Hill) e dal *Masotti* “Depurazione delle acque – Tecniche ed impianti per il trattamento delle acque di rifiuto” – 2011, ediz. Calderini.

Per una più agevole comprensione della metodologia di calcolo adottata, si procederà, preliminarmente, ad una disamina della composizione dei substrati carboniosi, dei composti azotati e dei solidi sospesi.

Costituenti carboniosi

La caratterizzazione assunta per il COD secondo le sue principali componenti è la seguente (*Heinze et altri*, 1977)

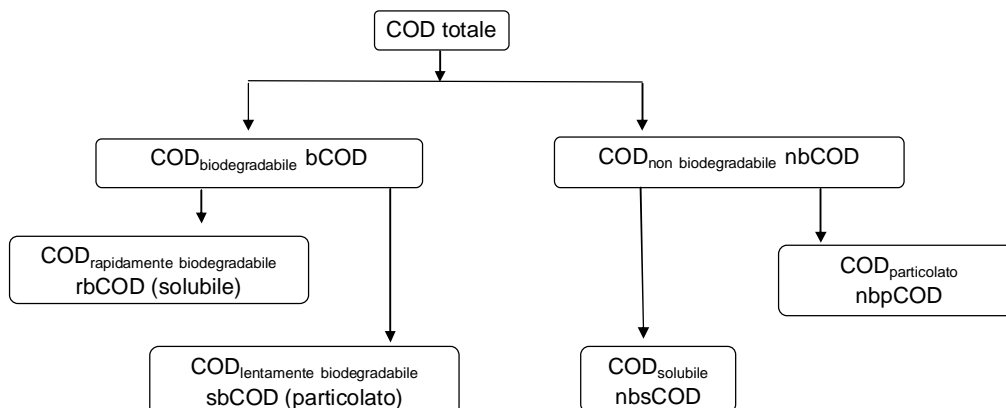


Fig. 3: Frazionamento del COD nei liquami

Tale caratterizzazione risulta fondamentale per definire il destino della sostanza carboniosa durante il processo depurativo.

In particolare si ha che la frazione del COD non biodegradabile (nbsCOD) si ritrova tal quale nell'effluente; il COD non biodegradabile particolato (nbpCOD) contribuisce alla produzione di fanghi e dà un contributo alla misura della concentrazione di SSV nell'acqua reflua e nella miscela liquida del processo (*mixed-liquor*) andando a costituire il termine identificato come *solidi sospesi volatili non biodegradabili (nbSSV)*.

Nel COD biodegradabile solubile (rbCOD) si ha la frazione solubile rapidamente biodegradabile (rbCOD) che viene rapidamente assimilata dalla biomassa e ha un effetto significativo sulla velocità di riduzione dei nitrati nella zona anossica: il COD biodegradabile particolato (sbCOD) prima di essere trasformato in biomassa dovrà essere solubilizzato ad opera di enzimi, e in tal senso incide il tempo di ritenzione idraulica nella vasca di ossidazione.

Costituenti azotati

Così come i costituenti carboniosi si adotterà, ai fini del dimensionamento, la seguente classificazione dei composti azotati.

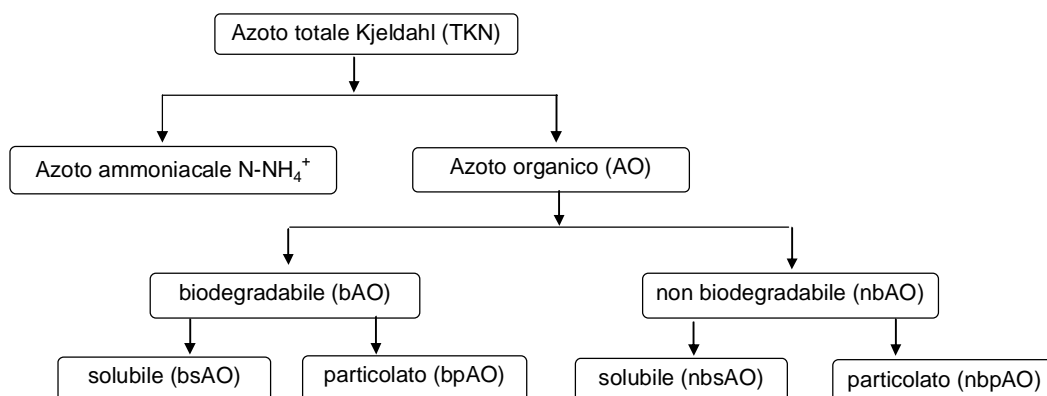


Fig. 4: Frazionamento dell'azoto nei liquami

Ovvero l'azoto totale (TKN) è somma dell'azoto ammoniacale, che è immediatamente disponibile ad essere incorporato nel protoplasma batterico e dell'azoto organico che viene rimosso molto più lentamente un quanto deve subire un preventivo processo di idrolisi dai batteri eterotrofi (tale conversione avverrà abbastanza rapidamente e si può ritenere virtualmente completata per età del fango superiori a 3 giorni).

L'azoto organico è somma, a sua volta, di una frazione biodegradabile e una non biodegradabile, quest'ultima composta da una frazione solubile e una particolata.

L'azoto organico solubile $nb sAO$ non biodegradabile passa inalterato nell'effluente, ed in genere nei reflui civili è pari a circa 2 [mg/l], ovvero può essere assunto pari ad alcuni punti percentuali (~3%) del TKN dell'influente.

L'azoto organico particolato non biodegradabile viene "intrappolato" nei fanghi e in condizioni stazionarie esce dal sistema attraverso la corrente di spurgo dei fanghi stessi.

L'azoto totale che sarà ossidato è ottenuto dall'azoto totale influente decurtato della frazione non biodegradabile particolato e di quello solubile.

La frazione di azoto organico presente negli SSV, ricavabile secondo la metodologia di *Metcalf & Eddy* è pari a:

$$f_N = \frac{[TKN - sAO - (N - NH_4^+)]}{SSV}$$

dove

sAO = concentrazione di azoto organico solubile (ovvero filtrato), ML^{-3} ;

si ricava che

$$f_N = 0,14$$

pertanto la concentrazione di azoto organico particolato che verrà allontanato tramite la corrente di spurgo sarà pari a:

$$nb pAO = f_N (nb SSV) [mg / l]$$

numericamente:

$$nb pAO = 3,45 [mg/l]$$

pertanto la concentrazione di azoto che subirà il processo di nitrificazione (azoto totale biodegradabili TKN) sarà pari a

$$bTKN = TKN - nb pAO - sAO [mg / l]$$

$$bTKN = 74,30 [mg/l]$$

Carico specifico di solidi

Per quanto riguarda il contenuto dei solidi si adotterà la seguente schematizzazione (Masotti, Metcalf & Eddy)

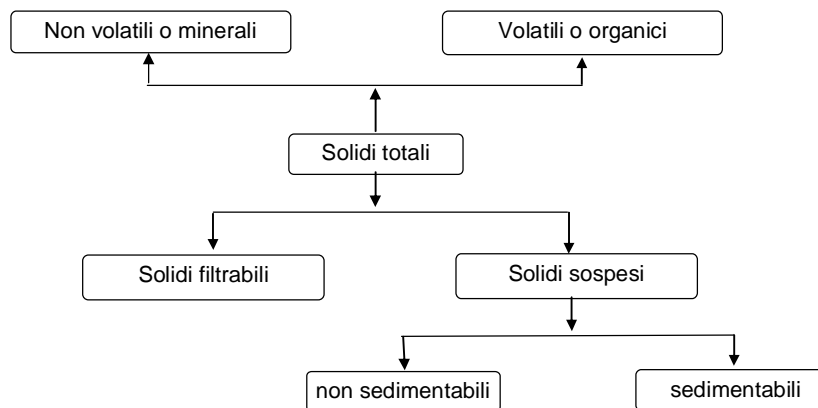


Fig. 5: Frazionamento del contenuto di solidi nei liquami

Tale schematizzazione consentirebbe di determinare i massimi valori di BOD₅ abbattibili in sedimentazione primaria (essendo associato al carico di solidi un corrispondente carico organico specifico), fase che si prevede di inserire nel presente progetto, e le varie frazioni di solidi presenti nel reattore biologico che andranno a contribuire agli SST totali.

Caratterizzazione del refluo influente

I parametri noti sono le concentrazioni del refluo in ingresso, inoltre, secondo la metodologia di *Metcalf & Eddy* si sono calcolati:

- Il rapporto *BOD/TKN*;
- $rbCOD = 20 \div 25\% COD$
- $bCOD = 1.6 * BOD [mg / l]$
- $nbCOD = COD - bCOD [mg / l]$
- $nbpCOD = nbCOD - sCOD_e [mg / l]$
- $sbCOD = bCOD - rbCOD_e [mg / l]$
- $nbSSV = \left[1 - \left(\frac{bpCOD}{pCOD} \right) \right] SSV [mg / l]$
- $iSST = SST - SSV [mg / l]$
- $nbpAO = f_N(nbSSV) [mg / l]$

dove

bCOD = COD biodegradabile;

nbCOD = domanda chimica di ossigeno per la sostanza non biodegradabile;

nbpCOD = domanda chimica di ossigeno per la sostanza particolata non biodegradabile;

sbCOD = domanda chimica di ossigeno per la sostanza soluta lentamente biodegradabile;

nbSSV = solidi sospesi volatili non biodegradabili;

iSST = solidi sospesi totali inerti;

nbpAO = azoto organico particolato non biodegradabile.

Si riassumono nella tabella che segue i parametri calcolati della caratterizzazione completa del refluo.

BOD	mg/l	304
COD	mg/l	568
bCOD	mg/l	486
rbCOD	mg/l	159
rbCOD/COD		0,28
nbpCOD	mg/l	52
sbCOD	mg/l	327
SST	mg/l	232
SSV	mg/l	174
nbSSV	mg/l	24
iSST	mg/l	58
nbpAO	mg/l	3
TKN totale	mg/l	79
N-NH ₄ ⁺	mg/l	53
BOD/TKN		3,85

Tab. 5: Caratterizzazione completa del refluo influente

Selettore biologico

Le basse concentrazioni di substrato organico che caratterizzano i reattori biologici in impianti monostadio, soprattutto se a miscelazione completa, tendono a favorire la crescita di batteri filamentosi (rispetto ai batteri fiocco-formatori) le cui colonie fortemente ramificate più facilmente entrano in contatto coi substrati e l'ossigeno disciolto presenti nel liquame. Per prevenire fenomeni di rigonfiamento del fango (*bulking*) si prevede l'inserimento, a monte del reattore del biologico principale della linea di progetto, di un reattore biologico primario, denominato selettore, con bassi tempi di permanenza idraulica (20÷60 min) e carichi elevati ed il cui funzionamento è basato sulla differente velocità di crescita dei batteri fiocco-formatori e filamentosi.

Per la necessità di controllo dell'azoto si utilizza un selettore di tipo metabolico anossico per il cui dimensionamento si fa riferimento a criteri desunti da dati sperimentali fissando un tempo di residenza idraulica pari a 0,5 h (*Metcalf & Eddy – Bonomo*).

Se si considera che alla linea di progetto verrà convogliata la metà della portata sollevata dalla vasca di equalizzazione, si ricava il volume del comparto selettore:

$$V_{selettore} = \tau \times Q = 0,5 \times 230 = 115 [mc]$$

Calcolo dell'età minima del fango per il processo di nitrificazione

Com'è noto, negli impianti di depurazione in cui vi è la necessità di rimuovere i composti azotati, la velocità del processo di nitrificazione condiziona la procedura di dimensionamento, dal momento che gli organismi autotrofi nitrificanti crescono con velocità inferiore a quelli eterotrofi ai quali compete la rimozione del substrato carbonioso.

Il primo stadio del processo per la rimozione dell'azoto, ovvero l'ossidazione dell'ammoniaca a nitriti, risulta limitante dal punto di vista cinetico, se confrontato con il processo di ossidazione dei nitriti a nitrati, pertanto, nella progettazione si è fatto riferimento alla cinetica di saturazione del processo di ossidazione dell'ammoniaca, secondo l'espressione di seguito riportata, che consente di calcolare il *tasso netto di crescita della biomassa nitrificante* in funzione della concentrazione di azoto e ossigeno disciolto:

$$\mu'_n = \left(\frac{\mu_{n,m} N}{K_n + N} \right) \left(\frac{OD}{K_o + OD} \right) - k_{dn}$$

dove

μ'_n = tasso netto di crescita dei batteri nitrificanti [d^{-1}];

$\mu_{n,m}$ = tasso massimo di crescita dei batteri nitrificanti assunto pari a 0,75 [d^{-1}] e a 20°C

[range 0,20÷0,90] e con la seguente legge di dipendenza dalla temperatura:

$$\mu_{n,m,T} = \mu_{n,m,20^\circ} * 1,07^{(T-20)} \left[\frac{gSSV}{gSSV * d} \right]$$

N = concentrazione finale di azoto ammoniacale $N-NH_4^+$ assunto pari a 2 [mg/l]

K_n = costante di semisaturazione, ovvero la concentrazione di azoto ammoniacale in corrispondenza della quale il tasso di crescita assume un valore pari alla metà del valore massimo, assunto pari a 0,74 [mgN- NH_4^+ /litro] a 20 °C [range 0,50÷1] e con la seguente legge di dipendenza dalla temperatura:

$$k_{n,T} = k_{n,20^\circ} * 1,053^{(T-20)} \left[\frac{gN - NH_3}{mc} \right]$$

k_{dn} = costante di decadimento endogeno per la biomassa autotrofa assunta pari a 0,08

[d^{-1}] a 20 °C [range 0,05÷0,15] e con la seguente legge di dipendenza dalla temperatura:

$$k_{dn,T} = k_{dn,20^\circ} * 1,04^{(T-20)} \left[\frac{gSSV}{gSSV * d} \right]$$

OD = concentrazione di ossigeno disciolto nella biomassa (le cinetiche di nitrificazione aumentano al crescere della concentrazione di ossigeno disciolto fino a valori di questo di 3-4 mg/l), nel caso in esame si è assunta l'ipotesi di considerare un valore

pari a 2 [mg/l];

K_o = costante di semisaturazione dell'ossigeno disciolto assunto pari a 0,50 [mgO₂/l]
[range 0,40÷0,60].

Nel caso in esame, avendo ipotizzato una temperatura di esercizio di 15°C si ottengono i seguenti valori dei parametri cinetici del processo di denitrificazione:

$$\mu_{n,m,T} \left[\frac{gSSV}{gSSV * d} \right] = 0,53$$

$$k_{n,T} = \left[\frac{gN - NH_3}{mc} \right] = 0,57$$

$$k_{dn,T} \left[\frac{gSSV}{gSSV * d} \right] = 0,07$$

conseguentemente il valore del tasso netto di crescita della biomassa nitrificante, assumendo la costante di semisaturazione dell'ossigeno pari a 0,5 [g/mc], sarà pari a:

$$\mu'_n = 0,27 [gSSV / gSSV * d]$$

Determinato il valore del tasso medio di crescita dei batteri nitrificanti μ'_n è possibile, utilizzando l'espressione che segue, ricavare il valore teorico minimo dell'età del fango SRT (*Sludge Retention Time*) affinché avvenga il processo di nitrificazione nei termini imposti:

$$SRT = \frac{1}{\mu'_n}$$

Al fine di assicurare un ragionevole margine a fronte delle punte prolungate di carico e di rallentamenti di processo dovuti per esempio ad effetti di inibizione (presenza di scarichi industriali, abbassamenti del pH, ecc.), si assume un coefficiente di sicurezza pari a 1,5. Si ottiene che l'età minima del fango o “tempo di residenza cellulare” SRT per il processo di nitrificazione è la seguente:

$$SRT_{min} \approx 6[d]$$

Nel caso di un volume esistente l'età del fango può essere considerato un parametro operativo, anziché di progetto e, quindi, fissato in base al volume disponibile.

Alla luce delle determinazioni innanzi riportate si procederà a calcolare l'età massima del fango compatibile con i volumi biologici esistenti e di quelli rivenienti dal nuovo comparto biologico di progetto ed a confrontare tale valore con lo SRT_{min} .

Calcolo della produzione di biomassa per le reazioni di ossidazione dei substrati carboniosi e azotati

La previsione della quantità di fanghi prodotti $P_{X,SSV}$ può essere effettuata, secondo i passaggi di seguito evidenziati, mediante un bilancio di massa nel reattore biologico (nitro+denitro) che mette in conto, in funzione dell'età del fango, la crescita della biomassa eterotrofa, i residui provenienti dal decadimento cellulare, la biomassa autotrofa (nitrificante) e gli SSV

non biodegradabili contenuti nell'influente, considerando come substrati utilizzati il bCOD (frazione del COD biodegradabile) e il TKN ossidabile.

Considerando in una fase preliminare i primi termini, indicati come A, B e C, si ha:

$$P_{X,bio} = A(\text{biomassa eterotrofa}) + B(\text{residui cellulari}) + C(\text{biomassa autotrofa, nitrificante})$$

$$P_{X,bio} = \frac{Q \cdot Y \cdot (S_o - S)}{1 + k_d \cdot SRT} + \frac{f_d \cdot k_d \cdot Q \cdot Y \cdot (S_o - S) \cdot SRT}{1 + k_d \cdot SRT} + \frac{Q \cdot Y_n (NO_x)}{1 + k_{dn} \cdot SRT}$$

dove

Q = volume giornaliero dei reflui influenti [mc/d];

Y = rendimento di sintesi della biomassa eterotrofa

$$= \frac{g_{\text{dibiomassa prodotta}}}{g_{\text{disubstrato utilizzato}}} = 0,40 \left[\frac{gSSV}{g_{bCOD}} \right];$$

k_d = costante di decadimento endogeno della biomassa eterotrofa alla temperatura di

$$\text{esercizio} = 0,10 \left[\frac{gSSV}{g \cdot d} \right];$$

con la seguente legge di dipendenza dalla temperatura:

$$k_{d,T} = k_{d,20^\circ} * 1,04^{(T-20)} \left[\frac{gSSV}{gSSV * d} \right]$$

dove

$k_{d,20^\circ}$ = costante di decadimento endogeno della biomassa eterotrofa alla temperatura di 20°C assunto pari a 0,12 [d⁻¹] [range 0,06÷0,20];

SRT = età del fango di progetto [d];

S_o = concentrazione di substrato in ingresso;

S = concentrazione di substrato solubile nell'effluente;

f_d = frazione di biomassa eterotrofa che si trova sotto forma di residui cellulari e che deriva dal processo di decadimento endogeno, assunto pari a 0,15 [adim] [range 0,08÷0,20];

Y_n = rendimento di sintesi della biomassa autotrofa, assunta pari a 0,12 [gSSV/gN-NH₄⁺];

k_{dn} = costante di decadimento endogeno della biomassa autotrofa nitrificante, già esaminata al paragrafo precedente;

NO_x = concentrazione di azoto che subirà il processo di nitrificazione;

$nbSSV$ = concentrazione di sostanza organica non biodegradabile presente nell'influente.

I valori di S ed NO_x vengono determinati come in seguito riportato.

Per determinare la concentrazione di substrato solubile nell'effluente S si farà riferimento alla seguente espressione:

$$S = \frac{K_s [1 + (k_d) SRT]}{SRT(\mu_m - k_d) - 1}$$

dove

K_s = costante di semisaturazione del substrato carbonioso, assunto pari a 20
[mgCOD/litro] [range 5÷40 mgCOD/l];

μ_m = tasso massimo di crescita della biomassa eterotrofa alla temperatura T di calcolo

pari a 4,3 $\left[\frac{gSSV}{gSSV \cdot d} \right]$ avendo assunto $\mu_{h,20^\circ C} = 6 [d^{-1}]$ [range 3÷13,2] e la legge di

dipendenza dalla temperatura:

$$\mu_{m,T} = \mu_{m,20^\circ} * 1,07^{(T-20)} \left[\frac{gSSV}{gSSV * d} \right]$$

Dall'osservazione della predetta relazione risulta che la concentrazione del substrato solubile nell'effluente è una funzione unicamente del tempo di residenza cellulare e delle costanti cinetiche relative ai processi di crescita e decadimento batterico. Nella fattispecie il valore della concentrazione di substrato solubile nell'effluente è pari a

$$S = 0,80 gbCOD / mc$$

Si assuma per NO_x un valore pari all'80% circa del TKN, dal momento che allo stato attuale non è ancora possibile effettuare un bilancio di materia dell'azoto.

L'errore che si commette con tale assunzione risulta comunque modesto, poiché la componente nitrificante dei SSV è solo una piccola frazione della concentrazione complessiva di MLSSV.

$$NO_x = 0,80 * TKN [g / mc]$$

$$NO_x = 63 g / mc$$

A) Biomassa eterotrofa = 624,02 [KgSSV/d];

B) Residui cellulari = 193,88 [KgSSV/d];

C) Biomassa autotrofa nitrificante = 32,19 [KgSSV/d]

La somma dei termini A, B e C costituisce il fango biologico $P_{X,bio}$ che risulta pertanto pari a:

$$P_{X,bio} = 850 [KgSSV/d]$$

Calcolo della quantità di azoto che viene ossidato a nitrati

Nei sistemi in cui sia prevista anche la nitrificazione, la richiesta totale di ossigeno, come si vedrà in seguito, dovrà comprendere la domanda relativa alla rimozione del substrato carbonioso e la domanda relativa all'ossigeno impiegato per ossidare l'ammoniaca a nitriti e a nitrati

Il termine NO_x rappresenta la quantità di TKN che viene ossidata a nitrati e tale termine può essere determinato effettuando un bilancio di materia al sistema rispetto all'azoto che tenga conto del TKN presente nella corrente influente, dell'azoto rimosso nella sintesi batterica, e dell'azoto non ossidato rimanente nell'effluente.

Nell'ipotesi in cui l'azoto rimosso nella sintesi batterica sia pari a 0,12 g N/g biomassa ($C_5H_7O_2N$), il suddetto bilancio di materia risulta come segue con riferimento alle condizioni di stato stazionario;

$$\text{azoto ossidato} = \text{azoto nell'influente} - \text{azoto nell'effluente} - \text{azoto nel tessuto cellulare}$$

$$Q(NO_x) = Q(TKN) - QN_e - 0.12P_{X,bio}$$

$$NO_x = TKN - N_e - 0.12P_{X,bio} / Q$$

dove.

NO_x = concentrazione di azoto ossidato [mg/l];

TKN_o = concentrazione di TKN influente [mg/l];

N_e = concentrazione di azoto nell'effluente [mg/l];

La relazione di bilancio sopra riportata può essere risolta rispetto alla concentrazione di NO_x , una volta fissata la concentrazione di azoto ammoniacale nell'effluente sulla base dei parametri adottati per il dimensionamento del processo di nitrificazione.

Si ottiene che:

$$NO_x = 66 \text{ [mg/l]}$$

In buona armonia con il valore di NO_x precedentemente stimato.

Calcolo della concentrazione e della massa di SSV e di SST nei reattori biologici

Come detto prima, la previsione della produzione dei fanghi $P_{X,SSV}$ può essere effettuata mediante un bilancio di massa nel reattore biologico che mette in conto in funzione dell'età del fango la crescita della biomassa eterotrofa, i residui provenienti dal decadimento cellulare, la biomassa autotrofa (nitrificante) e gli SSV non biodegradabili contenuti nell'influente, considerando come substrati utilizzati il bCOD (frazione del COD biodegradabile) e il TKN ossidabile, il tutto secondo la seguente espressione:

$$P_{X,SSV} = A(\text{biomassa eterotrofa}) + B(\text{residui cellulari}) + C(\text{biomassa autotrofa, nitrificante}) + D(\text{SSV non biodegradabili nell'influente})$$

$$P_{X,SSV} = \frac{Q \cdot Y \cdot (S_o - S)}{1 + k_d \cdot SRT} + \frac{f_d \cdot k_d \cdot Q \cdot Y \cdot (S_o - S) \cdot SRT}{1 + k_d \cdot SRT} + \frac{Q \cdot Y_n(NO_x)}{1 + k_{dn} \cdot SRT} + Q(nbSSV)$$

dove, ai termini A, B e C, già stati calcolati in precedenza in occasione della determinazione di $P_{X,bio}$, si aggiunge il termine D:

$$D) \text{ SSV non biodegradabile nell'influente } (nbSSV) = 235 \text{ [KgSSV/d]}$$

ne deriva che:

$$P_{X,SSV} = P_{X,bio} + Q(nbSSV)$$

$$P_{X,SSV} = 850 + 235 = 1.085 \text{ [KgSSV/d]}$$

In definitiva i SSV dei reattori biologici sono dati dalla somma della biomassa attiva, i SSV non biodegradabili (*nbSSV*) presenti nell'influente (termine D nella relazione innanzi scritta) e da residui del decadimento cellulare (che sono anch'essi *nbSSV*).

Per la produzione di fango giornaliera si fa generalmente riferimento ai solidi sospesi totali SST, comprensivi dei solidi sospesi volatili e dei solidi di natura inorganica (*iSST*) ovvero quelli che provengono dall'influente e quelli che costituiscono la biomassa.

Considerando la circostanza che la biomassa è formata dal 15% da composti inorganici, in termini di SST si avrà dunque:

$$P_{X,SST} = \frac{P_{X,bio}}{0,85} + Q(nbSSV) + Q(SST_o - SSV_o)$$

si considera quindi un termine aggiuntivo E):

$$Q(iSST_i) = Q(SST_o - SSV_o)$$

dove

SST_o = concentrazione di SST nell'influente, ML^{-1} ;

SSV_o = concentrazione di SSV nell'influente, ML^{-1} ;

Pertanto la produzione di biomassa essendo:

$$E) \text{ SST inerti nell'influente } (iSST_i) = 721 \text{ [KgSST/d]}$$

sarà pari a:

$$P_{X,SST} = 1.807 \text{ [KgSST/d]}$$

Corrispondente ad una produzione pro-capite di circa 30 g/ab*d.

Il valore complessivo della biomassa nel reattore biologico sarà pari a:

- Massa totale di $MLSSV = P_{X,SSV} \cdot SRT = X_{SSV} \cdot V = 22.791 \text{ [Kg]}$
- Massa totale di $MLSST = P_{X,SST} \cdot SRT = X_{SST} \cdot V = 37.937 \text{ [Kg]}$

essendo il valore di SRT di progetto pari a 21 giorni circa.

Si ricava quindi che la frazione degli SSV su SST è pari a:

$$\text{frazione di } SSV/SST = 0,60$$

per cui la concentrazione di $MLSSV$ è pari a:

$$MLSSV = 0,60 \cdot (4.000) = 2.403 \text{ mg/l}$$

Calcolo del volume del reattore biologico

Fissato preliminarmente il valore della concentrazione $MLSS$ in vasca pari a 4 Kg/mc, si verifica il volume del reattore biologico (nitro+denitro) che garantisce l'età del fango prefissata:

$$V_{reattore, SRT} = \frac{X_{SST}}{MLSS} = 9.484 \text{ mc}$$

di cui 4.823 mc sono quelli a disposizione del comparto biologico esistente ("Linea nuova").

Per mantenere le condizioni operative imposte, ipotizzando, nel sedimentatore finale, un tenore in acqua ammesso del 99,20% ed un corrispondente contenuto di sostanze secche pari allo 0,80%, si calcola il volume giornaliero di fango di secondario (o fango attivo di supero) supero $V_{f,sup}$ [mc/d] mediante l'espressione approssimata:

$$V_{f,sup} = \frac{P_{X,SST} * 100}{S * \rho_{H_2O}} [mc / d]$$

dove, con S si intende il contenuto di solidi del fango: $S(\%) = 100 - U_f(\%)$ e ρ_{H_2O} rappresenta la densità dell'acqua a 4 °C [1.000 Kg/mc].

Si ha dunque che:

$$V_{f,sup} = 226 [mc / d]$$

Calcolo del tempo di residenza idraulica.

Il tempo di residenza idraulica del **reattore biologico (nitro+denitro)** corrisponde al valore approssimato:

$$\tau = V/Q = 23 \text{ h}$$

Fattore di carico organico del fango e carico volumetrico di BOD

Il rapporto fra substrato e microrganismi F/M consente di valutare le condizioni operative di processo.

Un parametro che caratterizza bene il grado di sviluppo dei microrganismi e, quindi, il grado di elaborazione delle sostanze nutritizie che arrivano con i liquami è il fattore di carico organico, di seguito definito dall'espressione:

$$F / M = \frac{QS_o}{XV} = \frac{gBOD}{gMLSSV * d}$$

Per l'impianto in argomento si ha;

$$F / M = 0,13 [gBOD / gSSV * d]$$

con riferimento alla biomassa espressa in termini di SST, risulta:

$$F / M = \frac{QS_o}{XV} = \frac{gBOD}{gMLSST * d}$$

$$F / M = 0,08 [gBOD / gSST * d]$$

Il carico volumetrico di BOD, calcolato attraverso la relazione:

$$C_v = \frac{QS_o}{V} = \frac{KgBOD}{mc * d}$$

$$C_v = 0,32 KgBOD / mc * d$$

Come rilevabile dalla tabella allegata, l'impianto può essere considerato del tipo ad aerazione prolungata.

Tipo di impianto	Fattore di carico organico F/M
aerazione prolungata	da 0,02 ÷ 0,05 a 0,10 ÷ 0,15
a basso carico	da 0,2 a 0,3
a medio carico	da 0,2 a 0,5
ad alto carico	da 0,5 a 0,8 e oltre

Tab. 6: Valori tipici del Fattore di carico organico F/M (da Masotti).

Calcolo del rendimento osservato di crescita sulla base del valore degli SST e degli SSV.

Rendimento osservato = g SST/g bCOD = Kg SST/Kg bCOD

$P_{X,SST} = 1.807 \text{ [KgSST/d]}$

bCOD rimosso = $Q(S_o - S) = 4.791 \text{ Kg/d}$

- Il rendimento osservato sulla base degli SST:

$$Y_{obs,SST} = \frac{P_{X,SST}}{Q(S_o - S)}$$

$$Y_{obs,SST} = 0,38gSST / gbCOD = 0,60gSST / gBOD$$

- Il rendimento osservato sulla base degli SSV. Per il rapporto SSV/SST si assuma il valore di 0,65 calcolato precedentemente:

$$Y_{obs,SSV} = Y_{obs,SST} (SSV / SST)$$

da cui:

$$Y_{obs,SSV} = 0,23gSSV / gbCOD = 0,36gSSV / gBOD$$

Concentrazione di BOD nell'effluente

In un impianto a fanghi attivi per il trattamento di reflui civili, con un valore dell'età del fango $\geq 4d$, e con un funzionamento efficiente, la concentrazione di BOD solubile carbonioso nell'effluente dopo filtrazione risulta generalmente inferiore a 3,0 mg/l.

Assumendo un valore di sBOD di 3 mg/l, un rapporto SSV/SST di 0,85, e una concentrazione di SST nell'effluente di 10 mg/l, la concentrazione di BOD nell'effluente finale, BOD_e, può essere valutata come segue:

$$BOD_e = sBOD_e + \left(\frac{1.42gBOD}{gSSV} \right) \left(\frac{0.85gSSV}{gSST} \right) (SST, g / m^3)$$

$$BOD_e = 3mg / l + (1.42)(0,85)(10mg / l) = 15,07mg / l$$

Ricircolo della miscela aerata (mixed-liquor) – Verifica del comparto anossico

La quantità di nitrati alimentati al comparto anossico sarà funzione del rapporto di ricircolo della miscela aerata (*mixed liquor*) che, a sua volta, dovrà essere tale da assicurare la concentrazione desiderata di nitrati nell'effluente:

Il calcolo del valore verrà determinato secondo la seguente espressione riveniente da un bilancio di materia:

$$IR = \frac{NO_x}{N_e} - 1,0 - R$$

dove

IR = rapporto di ricircolo interno (rapporto fra portata ricircolata e portata influente);

R = rapporto di ricircolo dal sedimentatore secondario (RAS), rapporto fra portata ricircolata e portata influente, assunto pari a 1,0;

NO_x = concentrazione di nitrati prodotti nella zona aerobica;

N_e = concentrazione di nitrati ammessi allo scarico, pari a 10 mg N-NO₃⁻ /l

$$IR = \frac{66,61}{10} - 1,0 - 1,0 = 4,6$$

Nel caso in esame si assume che il valore del ricircolo interno del *mixed-liquor* abbia il valore massimo consigliato $IR = 4$.

Pertanto, considerando che la ripartizione della portata influente tra le due linee biologiche, per effetto del ristabilito equilibrio, avviene nella misura del 50% del valore complessivo per la “linea nuova” (esistente) e del 50% per la “linea di progetto”, si ha la necessità delle seguenti portate di ricircolo:

Per le vasche A-10B/C della linea biologica esistente si ha:

$$Q_{ricircolo} = 4 \times 0,50 \times Q_m = 4 \times 0,50 \times 460 = 920 \text{ mc} / h$$

le pompe installate in dette vasche hanno una potenzialità di 576 mc/h (n. 4 pompe di cui una in ciascuna vasca di ossidazione, portata unitaria $Q=144$ mc/h, corrispondente a 40 l/s) e risulterebbero, pertanto, insufficienti a garantire la portata di ricircolo richiesta. Si rimanda ai programmi d'investimento di manutenzione straordinaria del Gestore il potenziamento delle suddette linee di ricircolo nella linea biologica esistente LN.

Per i nuovi bacini della linea biologica di progetto si assume lo stesso valore max della portata di ricircolo pari a 920 mc/h.

In considerazione della portata di ricircolo assunta, si determina la quantità di nitrati da ridurre alimentati complessivamente nei comparti anossici.

Portata in ingresso al comparto anossico = $IR \cdot Q + RQ$

Nitrati alimentati = 49.333 mc/d

equivalenti a 2.056 mc/h

Nitrati alimentati = 493 Kg/d

Volume del bacino anossico

Ipotizzando il raddoppio del volume utile disponibile della “linea nuova” esistente (pari a 1.602 mc), ad un volume $V_{NOx} = 3.204$ mc, corrisponde un tempo di residenza idraulica:

$$\tau = \frac{V_{NOx}}{Q} = 0,054[d] \cong 1,3[h]$$

Per la verifica del comparto anossico si procederà preliminarmente alla determinazione della frazione di biomassa eterotrofa e successivamente al calcolo della velocità specifica di denitrificazione.

Considerando un'equazione di bilancio del substrato solubile estesa all'intero reattore biologico è possibile determinare la concentrazione di biomassa eterotrofa mediante la seguente espressione:

$$X_b = \left[\frac{(SRT)}{\tau} \right] \left[\frac{Y(S_o - S)}{1 + (k_d)SRT} \right]$$

dove, oltre ai simboli noti:

τ = tempo di residenza idraulica.

Ponendo $S_o - S \approx S$ si ottiene:

$$X_b = 1.384 \text{ [mg/l]}$$

Pertanto la frazione di biomassa eterotrofa è pari a circa il 34% sul totale (4.000 mg/l).

Per la determinazione della velocità specifica di denitrificazione di SDRN [gN-NO₃/g MLSSV*d*T⁻¹] si procede calcolando il valore del seguente rapporto F/M_b che rappresenta un carico organico specifico relativo al comparto anossico:

$$F / M_b = \frac{QS_o}{V_{NOx}(X_b)}$$

dove

F/M_b = rapporto F/M riferito al BOD e alla concentrazione di biomassa, T⁻¹;

Q = portata volumetrica influente, LT⁻¹;

S_o = concentrazione di BOD nell'influente, ML⁻³;

V_{NOx} = volume del comparto anossico, L³;

X_b = concentrazione di biomassa nel comparto anossico, ML³;

da cui:

$$F / M_b = 0,68[gBOD / gbiomassa * d]$$

essendo il rapporto:

$$rbCOD/bCOD = 0,33$$

Con l'ausilio del seguente grafico che riporta la velocità specifica di denitrificazione SDNR, riferita alla temperatura di 20 °C ed alla concentrazione di biomassa presente, in funzione del rapporto F/M_b calcolato e per diversi valori della percentuale di rbCOD, rispetto al valore complessivo di COD biodegradabile nel refluo influente (*Metcalf & Eddy*), si può stimare il valore di $SDNR_{(20^{\circ}C)}$ in 0,18 [gN-NO₃/g biomassa*d]

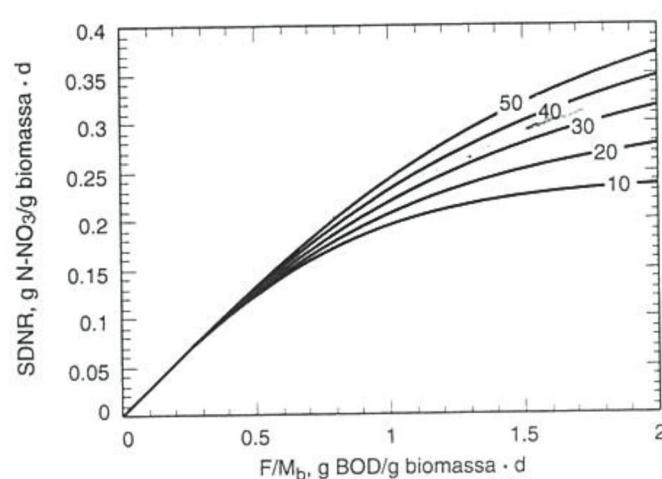


Fig. 6: Andamento della velocità specifica di denitrificazione (SDNR), riferita alla concentrazione di biomassa presente e valutata a 20°C, in funzione del rapporto (F/M_b) per diversi valori della percentuale di rbCOD rispetto al valore complessivo di COD biodegradabile (da *Metcalf & Eddy*)

Il corrispondente valore alla temperatura di progetto risulta pari a.

$$SDNR_T = SDNR_{20} \theta^{(T-20)}$$

dove

θ = coefficiente di temperatura (pari a 1.026);

T = temperatura di progetto [15 °C].

Si ottiene

$$SDNR_{15} = 0,158 \text{ [gN-NO}_3\text{/g biomassa*d]}$$

La portata massica di azoto nitroso trasformabile in azoto gassoso sarà pari a:

$$NO_r = V_{den} \times SDNR \times X_b$$

Si ottiene:

$$NO_r = 702 \text{ [Kg / d]}$$

Tale valore risulta superiore ai nitrati che alimentano la vasca anossica con un fattore di sicurezza pari a circa 1,4.

Pertanto il volume di denitro considerato è sufficiente a garantire le prestazioni attese.

Calcolo del fabbisogno di ossigeno

Nell'ipotesi di assenza di processo di denitrificazione la quantità di ossigeno da fornire per l'ossidazione della sostanza organica e azotata è data dalla seguente espressione:

$$R_o = Q(S_o - S) - 1.42P_{X,bio} + 4.33Q(NO_x)$$

dove

R_o = richiesta totale di ossigeno [KgO₂/d];

gli altri termini sono definiti come in precedenza.

$$R_o = 6.282 KgO_2 / d$$

Corrispondente ad una richiesta di ossigeno oraria:

$$R_o = 262 KgO_2 / h$$

La quantità di ossigeno nella fase di pre-denitrificazione “fornita” attraverso la riduzione dei nitrati, è data dalla seguente espressione:

$$2,86 \left(\frac{grO_2}{gN} - NO_3 \right) * (NO_x - N_e) * Q$$

Tale valore di credito di ossigeno risulta pari a:

67 KgO₂/h

Si rileva come la quantità di ossigeno da fornire si riduca proporzionalmente alla diminuzione del valore di R_o e, nel caso in esame, attraverso la denitrificazione si consegue una riduzione di circa il 25%.

$$R_o = 195 KgO_2 / h$$

Per il quantitativo di ossigeno da fornire nelle condizioni operative, considerando un coefficiente di punta dell'O₂ in acqua pulita pari a 1,2, si ha:

$$R_o = 234 KgO_2 / h$$

Calcolo del fabbisogno di aria

Nell'ipotesi di adottare un sistema di aerazione a bolle fini (analogo a quello già esistente nei comparti biologici ossidativi della cosiddetta “linea nuova”), si determina la portata d'aria da fornire in corrispondenza del transito della portata media, attraverso la relazione.

$$SOTR = AOTR \left[\frac{C_{s,20}}{\alpha F (\beta C_{s,T,H} - C_L)} \right] (1.0124^{20-T})$$

dove:

$AOTR$ = tasso di trasferimento effettivo dell'ossigeno nelle condizioni reali;

$SOTR$ = tasso di trasferimento standard dell'ossigeno in acqua corrente alla temperatura di 20 °C e per concentrazione iniziale nulla di ossigeno disciolto;

α = fattore di correzione del trasferimento dell'ossigeno che tiene conto della composizione del refluo [si assume pari a 0,65];

β = fattore di correzione per salinità e tensione superficiale [si assume pari a 0,95];

C = concentrazione media di saturazione dell'ossigeno disciolto in acqua pulita nel nel bacino di aerazione alla temperatura T ed all'altitudine H ;

$C_{s,T,H}$ = concentrazione di saturazione dell'ossigeno in acqua pulita alla temperatura T ed all'altitudine H ;

C_L = concentrazione operativa dell'ossigeno;

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

Il termine $C_{s,T,H}$, come sopra definito, è stato calcolato nelle condizioni invernali ($T = 15^\circ\text{C}$) ed estive ($T = 20^\circ\text{C}$) ed all'altitudine media H del sito in oggetto, fissata pari a 30 m s.l.m., utilizzando la seguente espressione:

$$C_{s,T,H} = (C_{s,T,H}) \frac{1}{2} \left(\frac{P_d}{P_{atm,H}} + \frac{O_2}{21} \right)$$

dove:

P_d = pressione alla quota di immissione dell'aria;

$P_{atm,H}$ = pressione atmosferica all'altitudine H ;

O_2 = contenuto percentuale di ossigeno in uscita dalla vasca, normalmente pari al 18-20%;

Dalla Tabella D-1 in Appendice D del *Metcalf & Eddy*, si ricava, con riferimento alle temperature di 20 °C e 15 °C:

$C_{20} = 9,08 \text{ mg/l}$

$C_{15} = 10,07 \text{ mg/l}$

il valore della pressione relativa alla quota di 30 m s.l.m. è ottenibile tramite l'espressione:

$$\frac{P_b}{P_a} = \exp \left[- \frac{gM(z_b - z_a)}{RT} \right]$$

dove:

P = pressione, $1,01325 \times 10^5 \text{ N/m}^2$;

g = $9,81 \text{ m/s}^2$;

M = moli di aria = $28,97 \text{ Kg/Kg-mol}$;

z = altitudine, m;

R = costante universale dei gas = $8,314 \text{ Kg m}^2/\text{s}^2 \text{ Kg-mol K}$;

T = temperatura, K (kelvin) = $(273,15 + ^\circ\text{C})$;

La concentrazione $C_{s,T,H}$ di ossigeno a 30 m, a 15°C e 20°C risulta rispettivamente pari a :
 $10,03 \text{ mg/l}$ e $9,05 \text{ mg/l}$.

Si calcola il valore della pressione atmosferica in m di colonna d'acqua alla quota di 30 m s.l.m. ed alla temperatura di 15°C e 20°C (Appendice B e C del *Metcalf & Eddy*):

$$P_{atm,H} = \frac{(P_{atm,H} \text{ kN} / \text{m}^2)}{(\gamma \text{ kN} / \text{m}^2)}$$

Si calcola la concentrazione di ossigeno, assumendo che la percentuale di ossigeno che si libera dalla vasca è pari al 19%:

$$C_{s,T,H} = (C_{s,T,H}) \frac{1}{2} \left(\frac{P_{atm,H} + P_{wmedia}}{P_{atm,H}} + \frac{O_2}{21} \right)$$

con riferimento alle temperature di 15°C e 20°C , risultando rispettivamente uguale a $11,12 \text{ mg/l}$ e $10,02 \text{ mg/l}$.

Per il calcolo della portata d'aria da fornire si tiene conto del battente idrico disponibile nel comparto aerobico esistente (affidente alla cosiddetta "linea nuova" - LN), dai rilievi effettuati misurato pari a m 2,80 ed a quello fissato per il nuovo comparto ("linea di progetto" - LP), pari a 5,00, ovvero dei conseguenti diversi rendimenti di trasferimento d'ossigeno in vasca dei diffusori a bolle fini.

La portata d'aria da fornire ai due comparti aerobici LN (esistente) e LP (di progetto), considerando le condizioni più gravose estive (ed adeguati coefficienti di punta per entrambe le condizioni), risulta la seguente:

INVERNO ($T = 15^\circ\text{C}$)

$$Q_a^{(LN)} = \frac{SOTR}{24 \cdot 0,28 \cdot \eta} = 5,415 [\text{Nmc} / \text{h}]$$

$$Q_a^{(LP)} = \frac{SOTR}{24 \cdot 0,28 \cdot \eta} = 3,511 [\text{Nmc} / \text{h}]$$

$$Q_a^{(TOT)} = 8,926 [\text{Nmc} / \text{h}]$$

ESTATE ($T = 20^\circ\text{C}$)

$$Q_a^{(LN)} = \frac{SOTR}{24 \cdot 0,28 \cdot \eta} = 6.683 [Nmc/h]$$

$$Q_a^{(LP)} = \frac{SOTR}{24 \cdot 0,28 \cdot \eta} = 4.501 [Nmc/h]$$

$$Q_a^{(TOT)} = 11.184 [Nmc/h]$$

dove:

η = rendimento di trasferimento dell' O_2 nel sistema, assunto pari a 17% e 28%, rispettivamente, per il battente idrico minore e per quello maggiore, come si rileva dal grafico tipico estratto da cataloghi tecnici dei Costruttori.

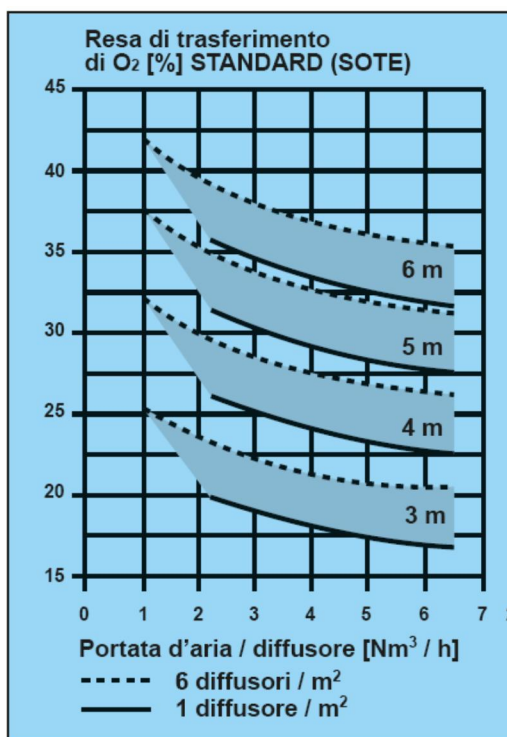


Fig. 4: Rendimento di solubilizzazione, in funzione della profondità d'installazione e della portata specifica

Il sistema di produzione aria compressa esistente LN, per la distribuzione nelle varie unità del sistema, è costituito da n. 3 (2+1R) soffianti volumetriche, portata aria ciascuna 2.381 Nmc/h. La portata erogabile dalla coppia di soffianti titolari, pari a 4.762 Nmc/h, risulterebbe insufficiente al fabbisogno calcolato nelle condizioni di progetto, stante l'opportunità di disporre di un'unità di riserva.

Assumendo una portata erogata unitaria pari a 4 Nmc/h, si calcola il numero di diffusori di cui necessita ciascuna linea, con riferimento alle condizioni estive, più sfavorevoli:

$$n = \frac{Q_a^{(LN)}}{q_d} = \frac{6.683}{4,0} \cong 1.670$$

$$n = \frac{Q_a^{(LP)}}{q_d} = \frac{4.501}{4,0} \cong 1.125$$

Da informazioni ricevute dal Gestore nelle n. 4 vasche della LN risultano attualmente installati n. 1.080 piattelli, cui corrisponderebbe una portata d'aria unitaria pari a 6,2 Nmc/h.

La stazione di produzione aria ai bacini di ossidazione-nitrificazione in esercizio, nella condizione di progetto, richiederebbe, pertanto, di essere potenziata.

9.1.3 Sedimentazione secondaria

Con la fase di sedimentazione i solidi più pesanti dell'acqua vengono separati sotto forma di torbida ad elevata umidità (fanghi). In particolare il processo di sedimentazione secondaria (o biologica) si colloca a valle dei reattori biologici per separare il refluo trattato dalle biomasse in esso sospese, consentendone il ricircolo.

La fase di sedimentazione secondaria assume la duplice funzione di conseguire:

1. la chiarificazione dell'effluente
2. l'ispessimento dei fanghi.

Risulta perciò necessario che la superficie della sezione orizzontale del sedimentatore sia dimensionata e/o verificata in modo da soddisfare i requisiti per entrambe le funzioni.

E' noto come nei processi a fanghi attivi la quantità di solidi alimentata al sedimentatore ha una concentrazione corrispondente a quella mantenuta nel reattore biologico. La separazione avviene con le modalità della sedimentazione di massa e la funzione del sedimentatore non è appunto più solo quella di conseguire la chiarificazione dell'effluente, ma anche il recupero della biomassa, per consentirne il ricircolo, con caratteristiche di ispessimento compatibili col mantenimento delle concentrazioni progettualmente previste nel reattore.

Si procede alla verifica della fase di sedimentazione secondaria considerando che, allo stato attuale, sono disponibili n. 6 bacini circolari del diametro di 14,0 m ciascuno (superficie unitaria 154 mq): n. 4 a servizio della "linea nuova" (superficie complessiva di decantazione pari a 616 mq) e n. 2 a servizio della "linea vecchia" (superficie complessiva di decantazione pari a 308 mq).

Si procede preliminarmente alla verifica della sedimentazione secondaria, considerando la superficie complessiva disponibile di 924 mq, attraverso la valutazione del carico idraulico superficiale e mediante il controllo dei solidi applicato, definito come:

$$CaricoSolidi = \frac{(Q + Q_R) \times MLSS}{A} [KgSST / mq \cdot h]$$

dove

Q_R = portata di ricircolo fanghi;

A = area di sedimentazione;

$MLSS$ = concentrazione del fango in vasca di ossidazione

Nel caso in esame si ha:

$$CaricoSolidi = 3,98 [KgSST / mq \cdot h]$$

Il *range* di accettabilità per tale valore risulta di 1÷5 KgSST/mq*h.

Il *Carico Idraulico Superficiale* risulta invece pari a:

$$C_{is} = 11 [mc / mq \cdot d]$$

Il *range* di accettabilità per tale valore risulta di 8÷16 mc/mq*d.

Con la prerogativa progettuale di operare un riequilibrio delle due linee biologiche, anche dal punto di vista idraulico, si prevede di escludere dal normale esercizio, alternativamente, a seconda delle esigenze di manutenzione complessiva del comparto di sedimentazione finale, uno dei n. 4 bacini della “linea nuova” esistente (superficie di decantazione disponibile pari a 462 mq), e di destinare a due nuovi sedimentatori della linea di progetto (considerata la demolizione delle omologhe vasche della “linea vecchia” almeno una pari superficie di decantazione.

Si realizzeranno n. 2 bacini aventi diametro di 17,20 m, di superficie complessiva pari a 465 mq.

9.1.4 Filtrazione di superficie

Nell’ambito di trattamenti avanzati delle acque reflue, la filtrazione oltre a produrre un effluente finale più limpido migliora notevolmente l'affidabilità complessiva di tutta filiera di depurazione in quanto permette di fare fronte a carenze temporanee ed irregolarità delle fasi di trattamento a monte, garantendo la produzione di un effluente di qualità elevata e costante nel tempo.

Per impianti che recapitano i propri reflui in zone particolarmente sensibili quali anche il suolo o corpi idrici superficiali a carattere effimero, la buona pratica depurativa richiede sistemi di filtrazione dell’effluente per rimuovere i solidi fuoriusciti alla sedimentazione secondaria, i colloidali con basso peso specifico e la carica inquinante ad essa associata.

Si prevede l’installazione, a valle della sedimentazione finale della linea acque di progetto, di un sistema di microstaccatura con utilizzo di **microfiltro separatore realizzato mediante coppie di dischi rotanti** (filtri di superficie), semisommersi, funzionanti a gravità. Tale sistema, in considerazione della natura del refluo da trattare e dell’ambiente in cui si opera, offre, rispetto ai filtri rapidi in pressione ed a quelli con *media* filtranti, maggiori garanzie di funzionalità ed affidabilità: indispensabile per provvedere all’eventuale riutilizzo agricolo dell’effluente depurato, ben si presta come finissaggio finale del trattamento di depurazione.

I sistemi di microstaccatura con impiego di elementi filtranti di piccolo spessore con passaggi da 10÷30 μm (valori attorno a 20 μm consentono di limitare la concentrazione di solidi sospesi al di sotto di 10 mgSS/l). Il materiale sospeso viene trattenuto in superficie, mancando la possibilità di penetrazione in profondità.

Il dimensionamento dei filtri viene effettuato sostanzialmente su due parametri: la portata di progetto massima e il carico di solidi sospesi massimo:

- Portata massima trattabile (Q_{max}): 310 mc/h

- Solidi sospesi in ingresso (SST_{IN}): 50 mg/l
- Solidi sospesi in uscita (SST_{OUT}): <10 mg/l
- Carico differenziale: $\Delta SST = SST_{IN} - SST_{OUT} = 40$ mg/l.

La velocità di filtrazione, riferita alla superficie totale delle tele, dipende dalla concentrazione dei solidi sospesi in alimentazione (venendo generalmente applicati valori attorno a 5 m/h sulla portata media e di 7-8 m/h sulla portata di punta).

Caratteristiche dimensionali dell'unità di filtrazione:

- Superficie utile filtrante: 16,40 m²
- Dischi filtranti: n. 8
- Diametro disco: 1.600 mm

In queste condizioni è sempre garantita una concentrazione di TSS in uscita < 10 mg/l.

Il filtro a dischi, provvisto di coperture modulari per la protezione meccanica degli stessi dischi, è installato fuori terra su apposito basamento in calcestruzzo

La copertura è realizzata mediante un telaio di sostegno in acciaio inox AISI 304, al quale vengono collegati, con sistema ad incastro, i coperchi modulari in lega di alluminio resistente agli urti ed alla corrosione, dotati di maniglie e facilmente removibili.

La sezione di filtrazione è composta da una o più coppie di ruote a dischi paralleli realizzate in acciaio inox AISI 304, sui quali è fissato un *media* filtrante in acciaio inox AISI 316L in grado di trattenere solidi sospesi con una granulometria da 5 a 200 micron. I settori filtranti sono facilmente smontabili per permettere le periodiche manutenzioni.

Il sistema di lavaggio del *media* filtrante composto da una tubiera dotata di una serie di ugelli spruzzatori che consente, tramite acqua in pressione, di mantenere perfettamente pulite le reti filtranti.

I consumi d'acqua per il contro lavaggio sono simili a quelli dei filtri a sabbia con il vantaggio di non dover disporre di capacità di accumulo e di un sistema di alimentazione dell'aria.

La stessa apparecchiatura è provvista, fra gli altri accessori, di circuito idraulico a bordo macchina con installata elettropompa centrifuga che, azionata in modo automatico, fornisce al sistema di lavaggio l'acqua in pressione necessaria alla pulizia dei settori filtranti, prelevandola dal liquido filtrato, in uscita dal microfiltro.

9.1.5 Disinfezione finale

Il trattamento di disinfezione conclude la sequenza di trattamenti depurativi della linea acque ed ha lo scopo di abbattere i germi patogeni ancora presenti nel liquame depurato riducendo quanto più possibile le probabilità d'infezione, per un'efficace protezione del ricettore finale.

L'attuale vasca di contatto della disinfezione chimica (ivi incluso il canale di uscita adiacente), a fronte di una superficie di circa 124 mq ed un volume di circa 215 mc, assicura un tempo di contatto di circa 32 minuti alla portata media di progetto:

$$t_c = V / Q [\text{min}]$$

Di norma, sui liquami già depurati biologicamente, le concentrazioni di cloro attivo impiegate sono $< 10 \text{ mg/l}$, purchè i tempi di contatto siano $> 30 \text{ min}$ in tutte le condizioni di funzionamento, con un valore consigliato di almeno 45 min calcolato sulla portata media oraria.

Con la richiamata nota Prot. n. 0056421.26-11-2013 i tecnici del *Ministero dell'Ambiente e della Tutela del Territorio e del Mare* – Direzione Generale per la Tutela del Territorio e delle Risorse idriche hanno richiesto di procedere alla “*la verifica del dimensionamento del bacino di disinfezione considerando un tempo di contatto di 45 minuti*”.

In considerazione delle verifiche condotte nelle condizioni: sia estive, di maggiore afflusso, che invernali, di portata affluente ridotta, si riportano in allegato gli approfondimenti che riguardano quanto richiesto.

10. Efficienza depurativa complessiva dell'impianto

L'efficienza depurativa dell'impianto, a meno della fase finale d'affinamento dell'effluente (filtrazione di superficie su coppie di dischi rotanti, disinfezione finale mediante dosaggio di soluzione ipoclorito sodico), è sintetizzato nell'allegata Tab.7. In detta tabella il rendimento di rimozione relativo a ciascun parametro inquinante “convenzionale” è stato calcolato considerando l'intera linea di trattamento (rendimento globale), utilizzando la seguente espressione:

$$\eta = \frac{X_{IN} - X_{OUT}}{X_{IN}} \cdot 100$$

dove

X_{IN} = carico medio giornaliero in ingresso all'impianto relativo al generico parametro X [Kg/d];

X_{OUT} = carico medio giornaliero in uscita all'impianto relativo al generico parametro X [Kg/d];

In particolare, per quanto riguarda l'azoto, il calcolo del *rendimento di rimozione* deve tener conto di tutte le forme di azoto (azoto organico + azoto inorganico) e viene calcolato nel seguente modo:

$$\eta_{NIT} = \left(\frac{TKN_{IN} - TKN_{OUT} - N_{ass}}{TKN_{IN} - N_{ass}} \right) \cdot 100$$

dove

$N_{TOT,IN}$ = carico medio giornaliero in ingresso di tutte le forme di azoto ($TKN + N-NO_2^- + N-NO_3^-$) [Kg/d];

$N_{TOT,OUT}$ = carico medio giornaliero in uscita di tutte le forme di azoto ($TKN + N-NO_2^- + N-NO_3^-$) [Kg/d].

Conc. in ingresso			Efficienza di rimozione		Conc. in uscita		Limiti di norma	
SST	mg/l	526	%	96	mg/l	21	mg/l	35
BOD ₅	mg/l	395	%	95	mg/l	20	mg/l	25
TKN	mg/l	79	%	85	mg/l	12	mg/l	15
P _{TOT}	mg/l	13	%	88	mg/l	1,6	mg/l	2
COD	mg/l	789	%	90	mg/l	79	mg/l	125

Tab. 7: Efficienza complessiva dell'impianto

11. Linea fanghi

Il fango prodotto dalla fase di sedimentazione primaria (fango primario) e dalla stazione di ossidazione biologica (fango secondario) è inviato alle successive stazioni di trattamento:

- Ispessitore statico meccanizzato;
- Digestori anaerobici (con successiva Linea Biogas);
- Disidratazione fanghi.

Si procederà nel seguito alla verifica della potenzialità della linea fanghi.

11.1 Pre-Ispessimento

Al fine di ridurre le portate volumetriche dei fanghi da inviare alla digestione l'impianto è dotato di un pre-ispessitore avente diametro pari a 16 m ed un'altezza utile di 4,00 m con una superficie di circa 200 mq.

Il volume utile del bacino ispessitore è quindi pari a 723 mc.

Gli ispessitori a forma circolare sono alimentati attraverso il condotto centrale con prelievo dalla parte tronco-conica centrale.

Il meccanismo di raccolta è quello convenzionale con picchetti verticali, il surnatante viene trasferito in testa all'impianto tramite la rete dreni.

I fanghi primari e secondari inviati all'ispessimento risultano nelle seguenti quantità:

$$SST_{primari} = 2.908 [Kg]$$

$$SST_{secondari} = 1.807 [Kg]$$

$$SST_{totali} = 2.908 + 1.807 = 4.715 [Kg]$$

$$V_{fango_primario} = 194 [mc / d] \text{ con percentuale di secco al } 1,5\%$$

$$V_{fango:secondario} = 226 [mc / d] \text{ con percentuale di secco allo } 0,8\%$$

$$V_{totale} = 194 + 226 = 420 [mc / d]$$

Ipotizzando una densità relativa del fango primario pari a 1,03 e quella del fango secondario pari a 1,005, si calcola la densità relativa del fango misto secondo la seguente espressione:

$$\rho_{fango_misto} = \frac{(V_{fango_primario} \times \rho_{fango_primario}) + (V_{fango_secondario} \times \rho_{fango_secondario})}{V_{fango_primario} + V_{fango_secondario}}$$

si ha pertanto che:

$$\rho_{fango_misto} = \frac{(194 \times 1.03) + (226 \times 1.005)}{194 + 226} = 1.0165$$

Il fango in ingresso all'ispessitore ha, pertanto, nel complesso, la seguente percentuale in secco:

$$C_{\%} = \frac{SST_{totali}}{V_{totale} \times \rho_{misto} \times 10^{-3}} \times 100$$

ovvero:

$$C_{\%} = \frac{4.715}{420 \times 0.0165 \times 10^{-3}} \times 100 = 1.11\%$$

L'area dell'ispessitore risulta pari a:

$$A_{isp} = \pi \times d^2 / 4 = 201mq$$

Il carico di solidi applicato all'ispessitore risulta pari a

$$C_{solidi} = \frac{SST_{totali}}{A_{isp}} = 23KgSST / d$$

valore pienamente accettabile in quanto compreso nel *range* ottimale di 20-40 KgSST/d.

La concentrazione dei fanghi in uscita dall'ispessitore verrà considerata prudenzialmente pari al 3 %, pertanto il volume da inviare alla successiva fase di digestione sarà pari a:

$$V_{fanghi} = \frac{SST_{totali} \times 100}{C_{\%} \times 1000}$$

$$V_{fanghi} = 157[mc / d]$$

Il volume che verrà rimandato in testa all'impianto è pari a:

$$V = V_u - V_i = 420 - 157 = 263[mc / d]$$

Tale valore risulta trascurabile in quanto rappresenta qualche punto percentuale di tutta la portata in ingresso.

11.2 Digestione anaerobica

La stabilizzazione anaerobica dei fanghi si svolge secondo lo schema che prevede due digestori in serie, di cui il primo con funzioni di “reattore biologico”, riscaldato (attualmente funzionante “a freddo”) e miscelato periodicamente (volume $V_1 = 3.815$ mc), e il secondo, non riscaldato, con funzione di ispessimento ed accumulo, e di completamento delle reazioni biologiche (volume $V_2 = 1.854$ mc).

Il processo di digestione aerobica per la stabilizzazione dei fanghi prodotti implica la decomposizione della sostanza organica e di quella inorganica (principalmente i solfati) in assenza di ossigeno molecolare, perseguendo i seguenti obiettivi:

- ✓ diminuzione della percentuale di solidi volatili sul secco (con conseguente riduzione della putrescibilità);
- ✓ miglioramento delle caratteristiche igieniche;
- ✓ miglioramento delle caratteristiche di disidratabilità con processi di natura fisica, quale l'ispessimento (per un fango digerito misto, come nel caso in esame, composto da fanghi primari e secondari è possibile raggiungere con l'ispessimento valori dell'umidità in uscita di circa il 90÷92%);
- ✓ recupero dell'energia dal biogas.

Un importante aspetto da curare con attenzione riguarda l'uniformità di alimentazione del digestore. Da un punto di vista gestionale, al fine di garantire che le condizioni all'interno del reattore di digestione si mantengano sufficientemente uniformi, tali da non comportare sbilanciamenti dei delicati equilibri delle reazioni di digestione anaerobica, il fango dovrà essere alimentato in maniera continua o con cicli di durata 30 minuti ÷ 2 ore.

Nel caso di digestore alimentato 8 ore al giorno è fondamentale che si provveda all'estrazione del fango prima dell'ingresso di nuovo fango da trattare poiché ciò garantisce un miglior grado di abbattimento della capacità patogena.

I risultati hanno dimostrato che un valore minimo del tempo di residenza cellulare pari a 10 d alla temperatura di 35°C è sufficiente a garantire il mantenimento della biomassa metanigena all'interno del sistema; inoltre l'incremento di efficienza di abbattimento dei solidi volatili, che si ottiene per tempi di residenza cellulare superiore a 15 d, risulta modesto.

Verifica dei volumi disponibili dei digestori I° e II° stadio

Si considera che, nell'ambito dell'impostazione prudenziale prevista per la verifica dei volumi disponibili, la digestione vera e propria, si sviluppi sul solo digestore primario.

Poiché il digestore primario è periodicamente miscelato, ed in considerazione della presenza di un digestore secondario, si ammette che nello stesso primario non venga effettuato l'ispessimento contemporaneo, per cui l'età del fango “E” (SRT) coinciderebbe con il tempo di detenzione idraulico del fango “ τ ” (HRT).

Poiché risulta noto il volume disponibile del digestore primario esistente, l'età del fango può essere considerato un parametro operativo, anziché di progetto.

Noto il volume del fango di supero prodotto avviato alla digestione, si ottiene il valore dell'età del fango:

$$SRT = \frac{V_1}{\Delta V_p} [d]$$

dove:

V_I = volume del digestore primario = 3.815 [mc];

ΔV_p = volume di fango di supero prodotto = 157 [mc/d];

Si ottiene:

$$SRT = 24[d]$$

Assumendo una temperatura di esercizio di 35 °C, ed avendo considerato l'età del fango (*SRT*) un parametro operativo, anziché di progetto e, quindi, fissato in base al volume disponibile, il valore conseguente del prodotto *Temperatura x Età del fango* (indice di stabilizzazione del fango) è pari a:

$$T \times E \cong 850[^\circ C \times d]$$

compreso nel *range* 600÷1.400 °C×d (*Masotti*), con valori tanto più alti quanto minore è il livello di efficienza della digestione (con particolare riferimento alle condizioni di efficienza della miscelazione, del controllo della temperatura, ecc.).

Al volume disponibile per il digestore primario pari a $V_{dp} = 3.815$ mc, corrisponde un volume specifico di 58,77 l/AE.

Il calcolo del volume minimo necessario alla digestione anaerobica dei fanghi è stata condotta anche mediante l'applicazione della formula di *Pöpel*:

$$V_{dp} = q * 175 * 10^{-0,035T} [mc]$$

dove:

T = temperatura di esercizio del digestore (pari a 35 °C); ;

q = portata giornaliera di fango fresco in ingresso (paria a 157 mc/d);

che risulta pari a:

$$V_I = 2.451 [mc]$$

Per una temperatura T di 35 °C, *Pöpel* suggerisce di assumere $SRT = 15,6$ d.

A scopo cautelativo (*SRT* acquista significato anche in rapporto alla possibilità di “assorbire” *shock* di carico organico e *shock* tossici), il dimensionamento viene solitamente effettuato sulla base di un tempo $SRT \geq 20$ d).

Rispetto al risultato ottenuto con l'utilizzo della formula di *Pöpel*, il volume disponibile del digestore primario porge un fattore di sicurezza pari a 1,5 circa.

Quale criterio di verifica, il fattore di carico volumetrico in termini di SST risulta:

$$F_{CVSST} = F_{sup} / V_I [KgSST / mc \times d]$$

dove

F_{sup} = fango di supero prodotto = 4.715 [KgSST/d], con contenuto di SS del 3%;

V_I = volume del digestore primario [mc];

si ottiene:

$$F_{cvSST} = 1,24 [KgSST / mc \times d]$$

$$F_{cvSSV} = 0,72 [KgSSV / mc \times d]$$

Si riportano i seguenti valori di riferimento di un criterio “pratico” per la verifica del *fattore di carico volumetrico* in termini di SST:

- *digestori a basso carico (non riscaldati)* $F_{cvSST} \leq 0,2 \div 0,5 \text{ Kg di SST/mc} \times d$
- *digestori a medio carico (riscaldati)* $F_{cvSST} \leq 0,8 \div 1,5 \text{ Kg di SST/mc} \times d$
- *digestori ad alto carico (riscaldati)* $F_{cvSST} \leq 3 \div 6 \text{ Kg di SST/mc} \times d$

Si riportano anche le indicazioni meno prudenziali dell'UIDA secondo le quali i dimensionamenti vanno effettuati avendo cura di non superare i valori di *fattore di carico volumetrico*, in termini di SSV, di seguito indicati

- *digestori ad uno stadio senza riscaldamento* $F_{cvSSV} \leq 1 \text{ Kg di SSV/mc} \times d$
- *digestori ad uno stadio riscaldati a 30÷35 °C* $F_{cvSSV} \leq 2 \text{ Kg di SSV/mc} \times d$
- *digestore a doppio stadio con primario riscaldato* $F_{cvSSV} \leq 4 \text{ Kg di SSV/mc} \times d$

Si verifica, pertanto, che il volume del digestore primario disponibile rispetta tali indicazioni.

Per la verifica del digestore secondario, si considera che ad esso venga deferita la funzione di accumulo, ispessimento e raffreddamento del fango.

Il Volume disponibile è pari a $V_s = 1.854 \text{ mc}$, circa la metà del volume del digestore primario.

Si riportano le dimensioni dei digestori anaerobici esistenti di I° e II° stadio.

- Volume digestore primario $V_I = 3\,815 \text{ mc}$
- Diametro del digestore primario $D_I = 19,00 \text{ m}$
- Altezza del digestore primario $H_I = 15,00 \text{ m}$
- Volume digestore secondario $V_{ds} = 1\,854 \text{ mc}$
- Diametro del digestore secondario $D_2 = 10,50 \text{ m}$
- Altezza del digestore $H_2 = 10,50 \text{ m}$

Calcolo del fabbisogno di calore della massa di fango per il suo riscaldamento

All'interno del digestore il fango viene ricircolato passando attraverso uno scambiatore esterno di calore ad acqua calda.

La quantità di calore necessaria al digestore (riscaldato) comprende la quantità di calore per portare il fango in entrata alla temperatura di esercizio; la quantità di calore che si prevede venga dispersa, durante l'esercizio, attraverso le sue superfici di contatto con il suolo e l'ambiente (dispersioni termiche) e, infine, le dispersioni termiche attraverso le tubazioni del circuito scambiatore e della caldaia. Le dispersioni di calore vengono computate usando la seguente equazione di bilancio termico:

$$q[J/d] = Q_f [Kg fango/d] \times (T_{eser} - T_{f_in}) [^{\circ}C] \times c_{pvf} [J/Kg^{\circ}C]$$

c_{pvf} = calore specifico medio, a pressione e volume costante, del fango = 4.200 [J/Kg x $^{\circ}C$];

T_{eser} = 35 [$^{\circ}C$]

T_{f_in} = 10 [$^{\circ}C$]

$$q = 157.153 \times (35 - 10) \times 4.200 = 16.501.094.443 [J/d]$$

Tenendo conto di un coefficiente di punta pari a 1,5 nella produzione di fango di supero, la quantità di calore massima da fornire risulta di:

$$q = 1.5 \times 16.501.094.443 = 24.751.641.664 [J/d]$$

Calcolo delle dispersioni di calore

Per il computo delle dispersioni di calore del digestore con il terreno e l'ambiente esterno, risulta necessario calcolare le superfici esterne del digestore stesso:

Si ha, in particolare:

- superficie laterale digestore (pareti verticali perimetrali):

$$S_L = \pi \times D_{est} \times H_p = 602 [mq]$$

- superficie di copertura digestore (tronco-cono):

$$S_C = \pi \times (r_C + R_C) \times \sqrt{h_C^2 + (R_C - r_C)^2} = 404 [mq]$$

- superficie di base del digestore (tronco-cono rovesciato):

$$S_B = \pi \times (r_B + R_B) \times \sqrt{h_B^2 + (R_B - r_B)^2} = 419 [mq]$$

Il calcolo delle perdite di calore per conduzione attraverso le superfici del digestore si calcolano a mezzo della seguente equazione:

$$q = U \times A \times \Delta T [J/d]$$

- Pareti:

$$q = 0,68W/mq \times 602mq \times (35 - 0^{\circ}C) \times (86.400s/d) = 1.237.775.105 [J/d]$$

- Fondo:

$$q = 0,85W/mq \times 419mq \times (35 - 5^{\circ}C) \times (86.400s/d) = 889.849.256 [J/d]$$

- Copertura:

$$q = 0,91W / mq \times 404mq \times (35 + 5^{\circ}C) \times (86.400s / d) = 1.270.216.192 [J / d]$$

Perdite totali:

$$q = 3.397.840.553 [J / d]$$

Se si utilizza in alternativa un metodo semplificato per il calcolo delle perdite di calore attraverso le pareti della vasca che, per zone calde dell'Italia meridionale considera una diminuzione di temperatura per perdite pari a 0,2-0,4 °C/d (vedi tab. 18.8 *Masotti*, 2011) , si ottiene un valore più cautelativo pari a:

$$q = 4.791.792.600 [J / d]$$

Calcolo della potenzialità dello scambiatore di calore

Potenzialità = calore richiesto per il riscaldamento del fango + perdite per scambio termico

$$P = (16.501.094.443 + 4.791.792.600) = 21.292.887.043 [J / d]$$

Nei momenti di punta, la quantità di calore da fornire risulta pari a:

$$P_p = (24.751.641.664 + 4.791.792.600) = 29.543.434.264 [J / d] = 7.056.328 [kCal / d]$$

Sistema di agitazione, scambiatore di calore, caldaia

Sistema di agitazione

Per la miscelazione del fango nel digestore primario è disponibile un sistema di insufflazione del biogas mediante serie di lance disposte radialmente sulla sommità della vasca stessa.

La miscelazione assolve le funzioni di creare condizioni omogenee di temperatura nella massa del fango, evitando quelle disuniformità cui i microrganismi metanigeni sono particolarmente sensibili; nel contempo un'adeguata miscelazione contribuisce a provocare una diluizione di eventuali sostanze tossiche introdotte.

Per la verifica del sistema di miscelazione con biogas si fa riferimento al *Metcalf & Eddy* che indica per i sistemi “non confinati” (che prelevano il biogas alla sommità del digestore, lo comprimono e lo insufflano all'interno della vasca attraverso una serie di diffusori di fondo o, come nel caso del digestore primario esistente, di lance disposte radialmente sulla sommità della vasca stessa) il seguente intervallo per la portata unitaria di biogas (rapporto tra portata volumetrica del biogas fornita dal sistema di miscelazione e volume del biogas nel digestore):

$$0,0045 - 0,005 mc / mq \times min$$

Scambiatore di calore

Per il dimensionamento di massima dello scambiatore di calore, si suppone di adottare un scambiatore “esterno” del tipo “a spirale”, con regime di flusso in controcorrente, che si

distingue per i limitati spazi occorrenti e per l'agevole possibilità di accedere alle parti interne dello stesso scambiatore, per le operazioni d'ispezione e di pulizia.

Per il dimensionamento dello scambiatore di calore e del circuito caldaia si assumono i seguenti dati:

- Pompe ricircolo acqua calda: 105 mc/h
- Pompe ricircolo fanghi caldi: 105 mc/h
- Circuito primario acqua calda: $T_{a\text{ in}} = 70\text{ °C}$ e $T_{a\text{ out}} = 60\text{ °C}$
- Circuito secondario fango: $T_{f\text{ in}} = 29\text{ °C}$ e $T_{f\text{ out}} = 38\text{ °C}$

La quantità di calore da trasferire al fango per portarlo da 29 °C a 38 °C (al fine di assicurare, considerate le perdite, una temperatura di esercizio del digestore pari a 35°C), assumendo come calore specifico della miscela acqua – fango quello dell'acqua, risulta:

$$q = Q_{in} \times c_p \times \Delta T = 105[mc/h] \times 1.000[Kcal/mc] \times [38^{\circ}C - 29^{\circ}C] = 945.000[Kcal/h]$$

Caldaia

Per la scelta della caldaia, considerando un funzionamento di 8 h/d, la potenza termica resa deve essere di:

$$P_t = \frac{7.056.328}{8} = 882.041[kCal/h]$$

tenendo conto di un rendimento della caldaia dell'80%, risulta la potenza di:

$$P_t = \frac{882.041}{0,80} = 1.102.551[kCal/h]$$

Si provvede all'installazione di una singola caldaia.

Ammesso per il gas biologico il potere calorifico inferiore (PCI) di 5.400 kCal/mc, risulta il consumo orario massimo di:

$$P_t = \frac{1.102.551}{5.400} = 204,18[mc/h]$$

pari a 1.663 [mc/d]

Ovviamente si tratta di un consumo prevedibile nelle condizioni più sfavorevoli di temperatura esterna e del fango in arrivo, e in occasione delle prevedibili massime punte di carico del fango. Questi consumi si riducono notevolmente durante i periodi di temperature ambientali maggiori e di produzione “media” del fango di supero.

L'impianto sarà dotato di normali dispositivi termostatici, e di tutte le attrezzature ausiliarie occorrenti per le centrali termiche.

Le caldaie dovranno essere dotate di adeguati bruciatori (multigas o misti gas-gasolio), in grado di funzionare con combustibile di apporto diverso dal gas biologico (gas butano, gasolio, ecc.). durante l'avviamento dell'impianto e in particolari situazioni.

Particolarmente importante è l'adozione di una valvola miscelatrice, atta a garantire il mantenimento in caldaia (sulle superfici di contatto con i fumi di combustione) di una temperatura adeguatamente superiore al punto di rugiada dell'acqua ($> 70^{\circ}\text{C}$), onde evitare condense acide derivanti dalla presenza di H_2S nel gas biologico: infatti normalmente, utilizzando il gas biologico per il solo riscaldamento delle caldaie, non si provvede alla depurazione dall'idrogeno solforato.

Produzione di gas biologico – gasometro

Durante la digestione anaerobica, la produzione di gas biologico può computarsi, orientativamente, pari a

$$600 \div 1.200 = [\text{KgSSVdigeriti}]$$

Si può ammettere, per digestori riscaldati, una produzione specifica di 25 litri di gas biologico per abitante per giorno, per cui la produzione complessiva di biogas risulta:

$$Q_{\text{biogas}} = 0,025 \times AE = 1.623 [\text{mc} / \text{d}]$$

sufficiente per far fronte alle esigenze di riscaldamento del digestore nei momenti più critici, ed ampiamente sovrabbondante in condizioni normali.

Il biogas prodotto da un processo di digestione anaerobica è costituito da CH_4 per il 65-70% in volume, da CO_2 per il 25-30% e da altri composti gassosi quali N_2 , H_2 , H_2S , vapor d'acqua e altri gas in tracce.

Considerando una percentuale di CH_4 del 65% e che il potere calorifico inferiore (PCI) del metano è pari a 36.000 kJ/mc in condizioni normali, si determina il PCI del biogas:

$$\text{PCI}_{\text{biogas}} = 36.000 \times 0,65 = 23.400 [\text{kJ} / \text{mc}]$$

Si prevede la demolizione dell'esistente gasometro a campana mobile, attualmente dismesso e l'installazione, a piano campagna, su apposito basamento in conglomerato cementizio armato, di gasometro (anche definito "accumulatore pressostatico a membrana") a membrane flessibili, da utilizzare per l'accumulo del biogas prodotto dal sistema di digestione anaerobica.

Secondo le "Linee guida" del Gestore AQP S.p.A. il gasometro deve essere dimensionato per l'accumulo di un volume minimo pari almeno 2/3 della produzione complessiva di biogas, ipotesi compatibile con possibili situazioni di manutenzione/guasto della caldaia.

Si considera, nel caso in oggetto, un volume di accumulo del gasometro di 1.300 mc.

Con la scelta progettuale di procedere alla demolizione vecchia struttura ed all'installazione a piano campagna della copertura emisferica a membrana, si consegue un indubbio vantaggio, anche da un punto di vista d'impatto visivo.

La membrana esterna e la membrana o le membrane più interne saranno fissate al basamento con un ancoraggio in acciaio inox, di tipo meccanico.

La pressione della camera d'aria (membrana esterna) sarà regolata/mantenuta da una centralina costituita da una elettrosoffiante. Lo scarico dell'aria, sia ad ogni variazione della camera del biogas (camera interna) che per emergenza, sarà realizzato con valvole di sicurezza meccaniche a taratura variabile, mentre una valvola di emergenza a guardia idraulica realizza il sistema di sicurezza automatico contro le sovrappressione del biogas.

Lo stato di riempimento della cupola sarà rilevato da apposito sistema elettronico.

Produzione di fango

Sono stati in precedenza calcolati i seguenti quantitativi di fango di supero, primario e biologico (secondario):

Produzione fango di supero primario = 2.908 KgSS/d

Produzione fango di supero secondario = 1.807 KgSS/d

Produzione totale fango misto = 4.715 KgSS/d

Per il fango primario si può ammettere che circa il 70% dei SS sia costituito da solidi volatili (inorganici); per il fango secondario, essendo l'impianto dotato di sedimentazione primaria, e lavorando a medio carico, si può assumere una percentuale più elevata, dell'ordine del 75% , e che la restante parte sia costituita da solidi non volatili (fissi e minerali).

Pertanto per il fango misto di supero da sottoporre a stabilizzazione anaerobica, risulta il seguente bilancio di solidi di alla seguente tabella:

	Volatili	Fissi	Totali	Percentuale di volatili in totale
Fango primario	2 036	872	2 908	70
Fango secondario	1 355	452	1 807	75
Totale	3 391	1 324	4 715	72

Per impianti ad alto carico, a valori del prodotto temperatura *Temperatura x Età del fango* di 600÷800 °Cxd, corrisponde una riduzione del 50% dei SSV:

$$Q_{SSV}^{OUT} = 0,5 \times Q_{SSV}^{IN} [KgSSV / d]$$

Pertanto, dopo la digestione, la quantità giornaliera di fanghi prodotti risulterà:

$$Q_{SSV}^{OUT} = 0,5 \times 3.391 = 1.695 [KgSSV / d]$$

e una eguale quantità sarà “distrutta” dalle reazioni biologiche, ovvero in parte trasformata in gas biologico.

Poiché la digestione non rimuove i solidi sospesi non volatili, la quantità in uscita dei SSNV è la stessa dell'ingresso; quindi la quantità di solidi totali (SS) in uscita dalla digestione (fango digerito) risulta:

$$Q_{fango}^{OUT} = Q_{SSV}^{OUT} + Q_{SSNV}^{IN} [KgSS / d]$$

$$Q_{fango}^{OUT} = 1.695 + 1.324 = 3.019 [KgSS / d]$$

Si calcola la percentuale di SSV su SS:

$$\frac{Q_{SSV}^{OUT}}{Q_{fango}^{OUT}} \times 100 = 56,1\%$$

La produzione specifica del fango digerito è pertanto di:

$$Q_{fd} = \frac{Q_{fango}^{OUT} \times 1000}{AE} = 46,51 g / AE \times d$$

Nel digestore primario, supposto miscelato periodicamente, e frequentemente, la concentrazione effettiva di SS è inferiore a quella "Ci" del 3% con cui il fango viene introdotto, ed è pari a:

$$C_d = \frac{3.019}{4.715} \times 3 = 1,92\% [19,20 Kg / mc]$$

Rimane perciò evidenziata l'opportunità di provvedere ad un ispessimento del fango misto prima della sua introduzione nel digestore primario.

All'uscita del digestore secondario, si può ammettere che il fango sia stato ispessito fino a raggiungere un contenuto di solidi del 4% (40 Kg/mc), per cui il volume totale di fango estratto dal digestore risulta:

$$V = \frac{3.019}{40} = 75 [mc / d]$$

pari ad una produzione specifica di 1,16 l/AE×d

anche questo valore in buona armonia con i dati indicati in letteratura.

La differenza fra il volume di fango immesso di 157 [mc/d] e il volume del fango estratto dal digestore secondario di 75 [mc/d]:

$$Q_{surv} = (157 - 75) = 82 [mc / d]$$

è costituita dall'"acqua del fango", che normalmente, per piccole potenzialità, viene riciclata a monte del trattamento depurativo:

Supposta una concentrazione di 4.000 mg/l di BOD₅, risulta un carico aggiuntivo in testa all'impianto di:

$$4 \times 82 = 327 [KgBOD_5 / d]$$

pari a circa l'8% del carico organico influente, ampiamente assorbito dalle volumetrie delle unità di processo adottate.

11.3 Disidratazione fanghi

La disidratazione dei fanghi, condotta per via meccanica mediante centrifugazione è tesa a ridurre il volume e il peso dei fanghi per separazione parziale della componente liquida, al fine di renderli compatibili con lo smaltimento finale.

Si considera un funzionamento della centrifuga di tipo discontinuo con un tempo di esercizio di 6 ore al giorno per 6 giorni alla settimana e si calcola così la portata in ingresso. Per un fango da stabilizzazione aerobica il dosaggio tipico di polielettrolita reperibile in letteratura è pari a 2,5-6 Kg/1.000 kg di SST e la concentrazione della soluzione è pari a 1- 3 g/l. Con l'aggiunta del polielettrolita il rendimento di cattura dei solidi raggiunge il 95% con una percentuale in secco che vari dal 10 al 35%, assunta cautelativamente pari al 15%.

In particolare, considerando una produzione di circa 75.000 litri di fango stabilizzato al giorno da inviare alla disidratazione, con un tenore in acqua del 97% (stato 1), ed avendo assunto un tenore in acqua dopo centrifugazione, pari all'85% (stato 2), utilizzando l'espressione:

$$\frac{V_1}{V_2} = \frac{F_{tot2}}{F_{tot1}} = \frac{S_1}{S_2} = \frac{100 - U_1}{100 - U_2}$$

dove

$F_{tot} = P_s$ (peso solidi) + P_a (peso acqua)

V_1 e V_2 i volumi e U_1 e U_2 il “tenore in acqua” o “umidità” del fango in due stati differenti

ed assimilando i litri a Kg del fango allo stato liquido, cioè 75.000 litri pari a 75.000 Kg =

75 t, si ricava, dopo la centrifugazione, la **portata massica giornaliera di fango dalla disidratazione** (stato 2):

$$F_{tot2} = \frac{S_1}{S_2} F_{tot1} = \frac{100 - U_1}{100 - U_2} F_{tot1}$$

$$F_{tot2} = \frac{3}{20} * 75t / d = 11,32t / d$$

corrispondente ad una **portata volumetrica giornaliera di fango dalla disidratazione** pari a:

$$q_{dis} = q_{isp} * \frac{S_1}{S_2} = 11,32[mc / d]$$

Tempo di esercizio	d/sett.	6
Portata di fanghi	mc/sett.	453
Dosaggio polielettrolita	Kg/Kg di SST	0,0050
Portata polielettrolita	Kh/h	1,0
Conc. Soluzione polielettrolita	Kg/mc	2,5
Portata soluzione	mc/h	9,5

Rendimento di cattura dei solidi	%	95,0
Fanghi uscenti	KgSST/d	3.019
% in secco	%	20
Portata di fango uscente	mc/d	11,3
Portata di concentrato	mc/d	441,6

In ossequio alle “Linee guida” fornite dal Gestore, quale dato minimo progettuale, per gli impianti depurativi di grande potenzialità (tra 50.000 e 100.000 AE), considerando un funzionamento giornaliero di 6 ore al giorno di esercizio, per 6 giorni alla settimana, nel dimensionamento della capacità di disidratazione si prevede di applicare unità di disidratazione con portata idraulica di fango ≥ 90 mc/h con due unità di disidratazione.

Le apparecchiature a servizio della stazione di disidratazione comprenderanno:

- elettropompe monoviti di alimentazione fango disidratato e flocculante;
- gruppo di preparazione flocculante (polimero);
- gruppo di filtrazione acqua tecnica – pressurizzazione - serbatoio di accumulo;
- unità di disidratazione del tipo centrifugo;
- coclee in acciaio inox per sollevamento fanghi;
- misuratori di portata;
- quadri elettrici di comando e controllo di tutte le apparecchiature.

12. Captazione delle emissioni odorigene e trattamento con *scrubber* e biofiltro

Le emissioni atmosferiche degli impianti di depurazione sono storicamente considerate emissioni non significative. Tuttavia è noto che al trattamento di reflui civili ed industriali, per effetto dei fenomeni biodegradativi perlopiù anaerobici del refluo, sono associate emissioni di odori.

Le sostanze che causano diffusione di odori molesti, nell'atmosfera circostante gli impianti di depurazione, sono generalmente costituite da prodotti gassosi di natura inorganica o da composti organici ad alta volatilità. I primi sono per la maggior parte il risultato di un'attività biologica in seno al liquame, i secondi sono spesso determinati dalla presenza in fognatura di scariche di origine industriale. Composti quali mercaptani, scatoli, indoli, acidi organici, aldeidi, chetoni e in genere i composti organici contenenti atomi di azoto o zolfo (tutti originati dalla decomposizione anaerobica di composti di maggior peso molecolare, specie le proteine, sono riconosciuti tra le cause di odori molesti, sia allo sbocco dei condotti fognanti che dagli impianti di depurazione.

I composti inorganici che più diffusamente si rendono causa di odore sono l'ammoniaca e l'acido solfidrico. Quest'ultimo, in particolare, è considerato il principale responsabile quando i liquami sono di origine prevalentemente domestica, tanto che gran parte degli interventi di controllo o di prevenzione sono per lo più indirizzati verso questo composto.

Ciò premesso è stata considerata l'opportunità di provvedere al controllo delle emissioni odorigene dei soli bacini di sedimentazione primaria per la linea acque e della linea fanghi mediante la copertura delle unità di trattamento, sia esistenti che di progetto, caratterizzate da tempi di permanenza prolungati (ispessitori, digestori) e nelle unità di processo nelle quali sono facilitati i fenomeni di volatilizzazione (disidratazione), in osservanza all'art. 3 del D.Lgs. 29 giugno 2010, n. 128 *“Modifiche ed integrazioni al decreto legislativo 3 aprile 2006, recante norme in materia ambientale, a norma dell'articolo 12 della legge 18 giugno 2009, n. 69”*, che, in particolare, ha modificato l'art. 272 ed il correlato Allegato IV alla parte V del richiamato D.Lgs. 152/06.

Si è pertanto previsto il conseguente trattamento dell'aria esausta captata dalle unità di trattamento della linea fanghi, convogliando i flussi odorigeni, mediante rete di tubazioni in PVC, verso un opportuno sistema di trattamento con processo sia biologico che chimico, costituito da *scrubber* e biofiltro, a doppio stadio, con materiale del letto filtrante in fibra vegetale.

L'utilizzo di un trattamento di biofiltrazione, finalizzato a condurre una riduzione del contenuto di sostanze odorigene provenienti dai processi, diventa più efficace se l'umidità e la temperatura del flusso dell'aria si mantengano in un determinato intervallo, per cui si ritiene necessario un preventivo trattamento ad umido (*scrubber*). Qui l'aria odorifera viene ripulita dalle polveri e si carica di umidità per essere distribuita uniformemente sul fondo del filtro tramite un apposito supporto forato che sostiene il materiale di cui è costituito il filtro, con flusso dal basso verso l'alto. A seguito del contatto tra la corrente gassosa e il materiale di riempimento dello stesso biofiltro, si verificano simultaneamente due processi: l'adsorbimento/adsorbimento e la bioconversione dei composti odorosi. I gas odorosi vengono adsorbiti sullo strato superficiale umido di biofilm e sulla superficie dei materiali di riempimento del biofiltro. I microrganismi, prevalentemente batteri, attinomiceti e funghi, adesi al materiale di riempimento, ossidano quindi i gas adsorbiti/adsorbiti e rinnovano la capacità di trattamento del materiale stesso.

Per il confinamento, la captazione e successivo trattamento, con sviluppo di processi biologico-chimici, dei flussi odorigeni prelevati dalle unità di trattamento è stata prevista

l'installazione di coperture con pannellature modulari in vetroresina (PRFV) sui bacini della linea fanghi (pre-ispessimento) e su alcune stazioni di trattamento della linea acque (grigliatura in canale - dissabbiatura in vasca circolare, tipo "Pista", su prescrizione del Ministero dell'Ambiente, e bacini di sedimentazione primaria.

Nonostante le superfici dedicate all'ispessimento siano in genere ridotte rispetto a quelle dedicate al trattamento dei reflui, i fanghi costituiscono per loro natura una fonte di odore problematica in termini sia di concentrazione di odore sia di tono edonico (gradevolezza/sgradevolezza). Si è pertanto previsto di provvedere alla copertura del bacino esistente di ispessimento.

In condizioni di stabilità atmosferica le emissioni odorigene rilasciate dalle unità di trattamento tendono a stazionare in prossimità della sorgente (es. ispessitori o vasche di accumulo del fango) in quanto risultano più dense dell'aria. Con la presenza delle coperture gli effluenti gassosi che rimangono intrappolati al loro interno vengono quindi captati ed avviati a trattamento specifico. In corrispondenza di ciascuna vasca da coprire è lo spazio di testa ad essere posto sotto aspirazione. Per evitare la diffusione degli odori è sufficiente provvedere a mettere in leggera depressione lo spazio compreso fra la superficie liquida delle vasche e la copertura sovrastante assicurando anche un ricambio ogni ora.

A titolo orientativo, la concentrazione di odore nelle fasi di ispessimento fanghi, in un *range* di 200-40.000 $\text{uoE}/\text{m}^3_{\text{aria}}$ ha un valore medio di 1.900 $\text{uoE}/\text{m}^3_{\text{aria}}$ ed un fattore di emissione *OEF* medio di 43.000 $\text{uoE}/\text{m}^3_{\text{refluo}}$ (uoE = unità odorimetriche; *OEF*: *Odour Emission Factor*); rispetto alla fase di stoccaggio fanghi, che in un *range* di 100-5.000 $\text{uoE}/\text{m}^3_{\text{aria}}$ ha un valore medio di 850 $\text{uoE}/\text{m}^3_{\text{aria}}$ ed un fattore di emissione *OEF* medio di 8.300 $\text{uoE}/\text{m}^3_{\text{refluo}}$ (Fonte: Capelli, Sironi, et al. 2009 *Predicting odour emissions from wastewater treatment plants by means of odour emission factor*).

Per i pre-trattamenti si riporta un *range* di 200-100.000 $\text{uoE}/\text{m}^3_{\text{aria}}$ ha un valore medio di 3.800 $\text{uoE}/\text{m}^3_{\text{aria}}$ ed un fattore di emissione *OEF* medio di 110.000 $\text{uoE}/\text{m}^3_{\text{refluo}}$.

Per la sedimentazione primaria si riporta un *range* di 200-20.000 $\text{uoE}/\text{m}^3_{\text{aria}}$ ha un valore medio di 1.500 $\text{uoE}/\text{m}^3_{\text{aria}}$ ed un fattore di emissione *OEF* medio di 190.000 $\text{uoE}/\text{m}^3_{\text{refluo}}$.

Le unità oggetto di trattamento dell'aria da deodorizzare sono pertanto:

- Stazione di grigliatura in canale (di progetto) – prescrizione Ministero dell'Ambiente;
- Stazione di dissabbiatura in vasca circolare, tipo "Pista" (di progetto) – prescrizione Ministero dell'Ambiente;
- Bacini circolari di sedimentazione primaria (di progetto);
- Bacino circolare di pre-ispessimento statico (esistente).
- Edificio di disidratazione meccanica (esistente, con previsione di nuovo allestimento e potenziamento delle caratteristiche funzionali delle apparecchiature elettromeccaniche della relativa stazione).

Per i locali frequentati da Personale occorre, infatti, provvedere ad aspirare (e quindi a trattare) adeguate quantità di aria tali da consentire un sufficiente numero di ricambi d'aria in modo da limitare la concentrazione di inquinanti consentendo, agli stessi addetti alla conduzione, adeguate condizioni operative e, nel contempo, impedendo il rischio di accumuli di gas pericolosi (ad es. ammoniaca, idrogeno solforato). Tale numero può ridursi rispetto ai tipici 10÷12 ricambi orari da letteratura, se nello stesso locale di disidratazione meccanica

fanghi si provvederà a captare l'aria esausta direttamente sulle centrifughe, o con apposite cappe, in modo da convogliare gli odori direttamente nelle condotte.

Anche la movimentazione e lo stoccaggio dei fanghi, che avviene nel caso in esame entro cassoni scarrabili, provocano emissioni di odore rilevanti e dovrebbero pertanto essere eseguita in ambiente confinato. Qualora, per gli impianti esistenti, questo non fosse possibile, si avrà cura in fase di conduzione di predisporre degli accorgimenti idonei alternativi, quali ad esempio:

- limitazione dello spazio fisico dedicato alla movimentazione;
- allontanamento frequente dei fanghi disidratati;
- sistemi di nebulizzazione di prodotti de odorizzanti.

Si riportano di seguito i dati assunti alla base del dimensionamento del sistema di abbattimento odori:

Fase di trattamento	Volume locale/vasca	Numero di ricambi orari	Portata d'aria da trattare (m ³ /h)
Sedimentazione primaria	204	2	408
Grigliatura	600	1,5	900
Dissabbiatura	70	2	140
Disidratazione meccanica	(405 mq x 7,0 m) = 2 835	3	8.500

Per tener conto, con margine di cautela, di una capacità residua di trattamento del sistema di deodorizzazione, rispetto alle portate da trattare riportate in tabella, è stata considerata una portata d'aria addizionale prodotta dal trattamento tecnologico utilizzato, con particolare riferimento al locale di disidratazione meccanica fanghi ed alla stazione di grigliatura-dissabbiatura.

Caratteristiche aria da trattare

Portata aria:	10.000 m ³ /h
Temperatura aria:	da 5° a 50 °C
Umidità relativa aria:	70%

Scrubber torre di abbattimento

Tipologia di impianto:	Scrubber a doppio stadio
Materiale scrubber:	Polipropilene
Perdite di carico stimate scrubber:	da 30 a 80 mm H ₂ O

Reagente chimico:	NaOH – H ₂ SO ₄ - NaClO
-------------------	---

Biofiltro

Portata aria biofiltro:	10.000 m ³ /h
Temperatura aria ingresso biofiltro:	ambiente
Umidità relativa aria in ingresso biofiltro:	<80%
Materiale letto filtrante:	Fibra vegetale
Perdite di carico stimate filtro:	30-80 mm.H ₂ O
Velocità attraversamento:	36 s
Carico volumetrico biofiltro:	(100 m ³ /h aria)/(m ³ letto filtrante)

Si ritiene infine utile riportare alcuni possibili interventi gestionali da osservare in fase di conduzione per il contenimento delle emissioni odorigene applicabili alle varie fasi trattamento della linea fanghi esaminate.

Ispessimento a gravità

- Regolare la frequenza di estrazione del fango in modo che la concentrazione dei solidi non sia al di sotto del valore di progetto (indicativamente 3%);

Disidratazione meccanica

- Effettuare il lavaggio della macchina con acqua al termine dell'utilizzo giornaliero;
- Ridurre al minimo i tempi di disidratazione;
- Ridurre al minimo i tempi di permanenza in impianto del cassone di raccolta (max 2 giorni, possibilmente evacuazione giornaliera), coprendo il medesimo con un telo.

Per le fasi di trattamento afferenti alla “linea acque” oggetto di prescrizione:

Grigliatura

- Lavare con frequenza le macchine deputate alla grigliatura (griglie manuali ed automatiche) con acqua contenente una minima quantità di cloro attivo, dispersa con idropulitrice;
- Raccogliere il grigliato/vaglio all'interno di appositi sacchi (“big-bag”) che presentano una struttura porosa, in modo da consentire il deflusso e la raccolta dell'acqua percolante evitando la diffusione di aria odorosa, oppure:
- Assicurare la chiusura dei cassonetti di raccolta del grigliato, tra un carico e il successivo;
- Allontanare il materiale con massima frequenza;

Dissabbiatura

- Allontanare il materiale con massima frequenza.

13. Monitoraggio on-line

Il processo di depurazione biologica delle acque reflue si basa su complessi meccanismi chimici, fisici e biologici, strettamente interconnessi che consentono la rimozione della sostanza inquinante e l'ottenimento di un effluente chiarificato. L'efficienza del sistema (da cui dipende il rispetto dei limiti normativi allo scarico) è conseguibile attraverso un'attenta e corretta gestione dell'impianto. Appare evidente, in questi termini, la necessità di attuare il monitoraggio, ovvero la rilevazione di parametri che consentano la continua interpretazione delle situazioni in atto.

Nella presente fase progettuale si focalizza l'attenzione sul monitoraggio da svolgersi nell'ambito della gestione ordinaria del presidio depurativo oggetto d'intervento di potenziamento.

Tra i fattori che contribuiscono all'ottimizzazione del processo in un impianto di depurazione, particolare rilevanza assume il sistema di controllo e la strumentazione di analisi. Un aspetto fondamentale della gestione di un processo biologico è infatti quello di mantenere elevato il rendimento di abbattimento del carico inquinante, e dove si presenta la necessità, anche dei nutrienti, attraverso osservazioni esterne che molto spesso sono lasciate all'esperienza dell'operatore.

Con il progresso tecnologico sono emerse nel tempo diverse apparecchiature e sistemi di controllo che consentono di aiutare l'operatore nella gestione dell'intero processo biologico, basandosi su misure rigorose, oggettive, dei parametri più importanti per la gestione.

Tali sistemi perseguono l'obiettivo di raggiungere una gestione automatica del processo attraverso procedure che, partendo dalla misura di alcuni parametri, consentono di effettuare regolazioni automatiche di altri, quali per esempio: portate di liquami o fanghi, ovvero portate d'aria o di altre grandezze che regolano l'efficienza dello stesso processo.

Con l'ausilio di tali sistemi, il controllo di un processo depurativo, tradizionalmente legato all'esperienza ed alla perizia dell'operatore addetto alla conduzione, si basa ora su procedure prestabilite che rilevano i parametri di processo in continuo o ad intervalli predeterminati nei punti nevralgici delle linee di trattamento.

Un sistema di controllo dei suddetti parametri di processo è sostanzialmente basato sull'utilizzo di:

- sonde di misura *on line*;
- sistemi di elaborazione, gestione e archiviazione dei dati;
- sistemi di trasmissione degli stessi dati;
- sistemi di regolazione.

Particolarmente importante appare il monitoraggio del comparto biologico, che rappresenta il "cuore" del processo depurativo. Come è noto, infatti, il processo di depurazione è svolto dalla biomassa che colonizza la vasca di ossidazione: appare quindi evidente la necessità di verificare che s'instaurino le condizioni ottimali per garantire i regolari processi metabolici e di controllare le caratteristiche e lo "stato di salute" delle popolazioni presenti.

I valori di pH, temperatura ed ossigeno disciolto dovrebbero essere rilevati mediante misurazioni in continuo, in quanto strettamente connessi con l'attività biologica; questa considerazione, valida per il monitoraggio *routinario*, è ancora più significativa nel caso di monitoraggio intensivo.

Le misure effettuate mediante sonde *on-line* dovrebbero comunque essere controllate regolarmente attraverso tarature o confronti diretti con i rilievi determinati da strumenti portatili, per evitare l'acquisizione di dati errati dovuti a perdite di efficienza delle sonde stesse.

La concentrazione dei solidi sospesi totali effettuata giornalmente consente, per esempio, di calcolare il carico e l'età del fango individuando così criticità legate alle loro variabilità e quindi le condizioni di processo.

I risultati delle misure compiute servono per fare delle valutazioni sul trattamento di depurazione, eseguire le necessarie regolazioni al fine di ottimizzare il processo. Tali dati potranno essere raccolti e archiviati, come detto, in un sistema di elaborazione dati centralizzato.

Infatti tutte le sonde saranno collegate ad una centralina posizionata sulla stazione di trattamento interessata. A sua volta questa centralina sarà collegata con un sistema di elaborazione dati situato nell'area comando dell'impianto di depurazione. Qui giungono tutti dati, che verranno elaborati, archiviati ed inviati ad altri uffici centralizzati per fruire dell'informazione in tempo reale.

La strumentazione per l'effettuazione delle misure sopra indicate può sintetizzarsi composta come segue:

- Sensore differenziale per la misura del pH
- Sonda digitale di conduttività induttiva;
- Elettrodo differenziale per la misura del potenziale redox (ORP)
- Sensore per la determinazione dell'ossigeno disciolto (O_2)
- Sonda per la misura di azoto nitrico e nitroso (NO_x-N)
- Sonda per la misura dei solidi sospesi (SST)
- Sonda per la misura del livello dei fanghi

La suddetta attività di monitoraggio nel presidio depurativo in argomento, ad integrazione di quanto esistente, si prevede articolata, come di seguito, con le misurazioni dei parametri di processo suddivise per stazioni di trattamento:

- **Monitoraggio dei pre-trattamenti:** grigliatura, equalizzazione
 - Misura di pH, temperatura (T);
 - Misura di conducibilità;
 - Misura della portata del liquame influente;
- **Monitoraggio del comparto biologico:** denitrificazione comparto anossico
 - Misura del potenziale redox (ORP);
 - Misura di ammoniaca (NH_4);
- **Monitoraggio del comparto biologico:** ossidazione-nitrificazione
 - Misura di ossigeno disciolto;
 - Misura di solidi sospesi (SST);
 - Misura dei nitrati (NO_x-N);

- **Monitoraggio della sedimentazione finale**
 - Misura livello fanghi;
 - Misura di solidi sospesi (SST);
- **Monitoraggio dei trattamenti terziari: filtrazione**
 - Misura di torbidità/SST;
- **Monitoraggio dei trattamenti terziari: disinfezione**
 - Misura di cloro residuo;
 - Misura di organico disciolto;

Completa il monitoraggio della linea acque

- Misura della portata del refluo depurato effluente;
- **Monitoraggio della digestione anaerobica dei fanghi**
 - Misura di solidi sospesi (SST);
 - Misura livello fanghi;
 - Misura pH fango digerito.

Si rimanda per ogni dettaglio all'allegato progettuale REL_016 ("Disciplinare descrittivo e prestazionale degli elementi tecnici: opere a rete ed apparecchiature elettromeccaniche").

14. ALLEGATO 1: Tabelle di riepilogo principali calcoli di processo

Periodo invernale 64.912 AE – Temperatura refluo di 15 °C

Sedimentazione primaria

<i>Portata oraria liquame influente</i>	460	mc/h
<i>Velocità ascensionale media di progetto</i>	0,90	mc/mq/h
<i>Superficie di progetto</i>	511	mq
<i>Numero unità</i>	2	n
<i>Superficie sedimentatori</i>	255	mq
<i>Altezza media sedimentatore</i>	3,35	m
<i>Diametro sedimentatore</i>	18	m
<i>Diametro allo sfioro</i>	17	m
<i>Volume sedimentatore</i>	852	mc
<i>Volume complessivo</i>	1705	mc
<i>Tempo di ritenzione</i>	3,7	h
<i>Circonferenza sedimentatore (allo sfioro)</i>	53,41	m
<i>Portata specifica allo stramazzo</i>	6,58	mc/m*h
<i>BOD abbattuto</i>	896	KgBOD/d
<i>BOD in uscita</i>	2 999	KgBOD/d
<i>SST abbatt.</i>	2 908	Kg/d
<i>SST out</i>	2 285	Kg/d
<i>Azoto abbatt.</i>	0,00	Kg/d
<i>Azoto ammoniacale abbattuto</i>	0,00	Kg/d
<i>Fosforo abbatt.</i>	0,00	Kg/d
<i>BOD concentrazione</i>	304	mg/l
<i>COD concentrazione</i>	568	mg/l
<i>COD prontamente degradabile</i>		
<i>Solidi sospesi totali concentrazione</i>	232	mg/l
<i>Solidi sospesi volatili concentrazione</i>	185	mg/l
<i>Azoto totale concentrazione</i>	79	mg/l
<i>Azoto Ammoniacale Concentrazione</i>	53	mg/l
<i>P affluente</i>	13	mg/l

Selettore anossico

<i>Tempo di residenza idraulica</i>	0,5	h
<i>Volume comparto anossico (linea biologica di progetto)</i>	103	mc

Comparto biologico (nitro-denitro)

<i>Tasso netto di crescita della biomassa nitrificante</i>	0,27	g/g*d
<i>Età del fango (SRT) di progetto</i>	5,62	d
<i>Età del fango (SRT operativa)</i>	21	d
<i>Produzione di biomassa</i>	850	KgSSV/d
<i>Quantità di azoto che viene ossidato a nitrati</i>	66,61	g/mc

<i>Produzione giornaliera di fanghi primari</i>	2.908	KgSS/d
<i>Produzione giornaliera netta di fanghi attivi, in termini di SSV</i>	1 085	Kg/d
<i>Produzione dei fanghi in termini di SST</i>	1 807	Kg/d
<i>Massa di MLSSV nel bacino di aerazione</i>	22 791	Kg
<i>Massa di MLSS nel comparto biologico</i>	37 937	Kg
<i>Concentrazione di MLSS (di progetto)</i>	4 000	mg/l
<i>Volume reattore biologico (nitro+denitro)</i>	9 484	m ³
<i>Volume reattore ossidazione-nitrificazione (esistente)</i>	6 398	m ³
<i>Volume reattore ossidazione-nitrificazione (linea nuova)</i>	4 823	m ³
<i>Tempo di residenza idraulica</i>	23	h
<i>Concentrazione di MLSSV</i>	2 403	mg/l
<i>Rapporto F/M (Carico del fango)</i>	0,13	g/g*d
<i>Carico volumetrico di BOD</i>	0,32	Kg/m ³ *d
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST</i>	0,38	g SST/g bCOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST</i>	0,60	g SST/g BOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV</i>	0,23	g SSV/g bCOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV</i>	0,36	g SSV/g BOD
<i>Richiesta di ossigeno giornaliera</i>	6 282	Kg/d
<i>Portata d'aria da fornire (linea esistente)</i>	5 415	Nmc/h
<i>Portata d'aria da fornire (linea di progetto)</i>	3 511	Nmc/h
<i>Concentrazione di BOD nell'effluente</i>	15,07	mg/l

Denitrificazione

<i>Concentrazione di biomassa eterotrofa</i>	1 384	mg/l
<i>Rapporto di ricircolo mixed-liquor</i>	4,66	
<i>Velocità specifica di denitrificazione</i>	0,18	g/g*d a 20°C
<i>Volume reattore anossico</i>	3 204	m ³
<i>Volume reattore anossico (esistente)</i>	1 602	m ³
<i>Nitrati alimentati nella vasca anossica</i>	819 554	g/d
<i>Richiesta netta di ossigeno oraria</i>	195	Kg/h
<i>Energia di miscelazione impiegata nella vasca anossica</i>	10	kW/10 ³ mc
<i>Potenza impegnata nella miscelazione</i>	32,07	kW

Fango primario e secondario

<i>Produzione fanghi primari</i>	2 908	KgSS/d
<i>Fango di supero biologico (secondario)</i>	1 807	KgSS/d
<i>Produzione complessiva di fango primario e secondario</i>	4 715	KgSS/d
<i>Portata di fango primario</i>	194	mc/d
<i>Portata di fango biologico (secondario)</i>	226	mc/d
<i>Portata di fango totale</i>	420	mc/d

Sedimentazione finale

<i>Rapporto di ricircolo</i>	1	
<i>Superficie orizzontale complessiva</i>	927	mq

<i>Diametro sedimentatore “linea nuova” (esistente)</i>	14	m
<i>Superficie unitaria sedimentatore “linea nuova” (esistente)</i>	154	mq
<i>Numero unità</i>	3	n
<i>Superficie di sedimentazione “linea nuova” (esistente)</i>	462	mq
<i>Diametro sedimentatore “linea di progetto”</i>	17,20	m
<i>Superficie unitaria sedimentatore “linea progetto”</i>	232	mq
<i>Numero unità</i>	2	n
<i>Superficie di sedimentazione “linea progetto”</i>	465	mq
<i>Carico solidi applicato</i>	3,98	KgMLSS/mq*h
<i>Carico idraulico superficiale</i>	11	mc/mq*d

Disinfezione

<i>Volume vasca di disinfezione esistente</i>	150	mc
<i>Tempo di contatto soluzione ipoclorito sodico</i>	33	min

Pre-ispessimento

<i>Fango primario e secondario all'ispessitore</i>	4 715	KgSS/d
<i>Volume fango primario (1,5% di secco)</i>	194	mc/d
<i>Volume fango secondario (0,8% di secco)</i>	226	mc/d
<i>Volume fango totale ingresso ispessitore</i>	420	mc/d
<i>Superficie ispessitore</i>	201	mq
<i>Carico di solidi applicato</i>	23	KgSST/d
<i>Contenuto di solido finale</i>	3%	
<i>Portata volumetrica di fango in uscita dal pre-ispessitore</i>	157	mc/d
<i>Portata volumetrica da ricircolare in testa all'impianto</i>	236	mc/d

Digestione anaerobica

<i>Fango totale al digestore in termini di SSV</i>	3 391	KgSSV/d
<i>Fango totale al digestore in termini di SST</i>	4 715	KgSST/d
<i>Volume disponibile digestore primario</i>	3 815	mc
<i>Volume disponibile digestore secondario</i>	1 854	mc
<i>Fango di supero in ingresso proveniente dall'ispessitore</i>	157	mc/d
<i>Età del fango (SRT)</i>	24	d
<i>Temperatura di esercizio digestore primario</i>	35	°C
<i>Prodotto Temperatura x Età del fango</i>	850	°Cxd
<i>Volume minimo necessario alla digestione anaerobica</i>	2 451	mc
<i>Fattore di carico volumetrico (FcvSST)</i>	1,24	KgSST/mcxd
<i>Fattore di carico volumetrico (FcvSSV)</i>	0,89	KgSSV/mcxd
<i>Fabbisogno di calore di punta</i>	24,75x10 ⁸	J/d
<i>Dispersione di calore totale attraverso digestore 1°</i>	3,4x10 ⁸	J/d
<i>Quantità di calore da fornire al digestore 1°</i>	7 056 328	kCal/d
<i>Superficie necessaria scambiatore di calore esterno</i>	41,50	mq
<i>Potenza termica resa della caldaia</i>	882 041	kCal/h
<i>Rendimento caldaia η</i>	80	%
<i>Potenza minima della caldaia</i>	1.102. 551	kCal/h
<i>Produzione di biogas</i>	1 623	mc/d

Potere calorifico inferiore (PCI) del biogas	23 400	KgJ/mc
Volume di progetto gasometro	514	mc
Fanghi digeriti in uscita	1 695	KgSSV/d
Quantità di SS in uscita dalla digestione	3 019	KgSS/d
Rapporto SSV/S	56.1	%
Produzione specifica di fango digerito	46,5	g/AExd
Concentrazione SS nel digestore primario	1,92	%
Concentrazione di SS ammessa in uscita dal digestore 2°	4	%
Volume fanghi estratto dal digestore 2°	82	mc/d

Disidratazione meccanica

Tempo di esercizio	6	d/sett.
Portata di fanghi	453	mc/sett.
Dosaggio polielettrolita	0,0050	Kg/Kg SST
Portata polielettrolita	1,0	Kh/h
Conc. Soluzione polielettrolita	2,5	Kg/mc
Portata soluzione	9,5	mc/h
Rendimento di cattura dei solidi	95,0	%
Fanghi uscenti	3.019	KgSST/d
% in secco	20	%
Portata di fango uscente	11	mc/d
Portata di centrato	442	mc/d

Nelle condizioni di progetto, i volumi effettivi che rendono disponibili per i comparti biologici esistenti (LN) e di nuova esecuzione (LP), cautelativamente dimensionati in condizioni di massimo carico generato ed alla temperatura di 15 °C, risulterebbero i seguenti:

DENITRIFICAZIONE	Linea esistente - LN		Linea di progetto - LP	
	V _{den_LN1}	V _{den_LN2}	V _{den_LP1}	V _{den_LP2}
Lunghezza (m)	17,12	17,12	17,90	17,90
Larghezza (m)	16,71	16,71	8,95	8,95
Battente idrico (m)	2,80	2,80	5,00	5,00
Volume utile (mc)	801	801	801	801
Volume utile linea den (mc)	1.602		1.602	
Volume utile totale den (mc)	3.204			

OSSIDAZIONE- NITRIFICAZIONE	Linea esistente - LN				Linea di progetto - LP	
	V _{ox_LN1}	V _{ox_LN2}	V _{ox_LN3}	V _{ox_LN4}	V _{ox_LP1}	V _{ox_LP2}
Lunghezza (m)	17,32	17,32	17,22	17,22	17,90	17,90
Larghezza (m)	16,68	16,62	16,68	16,62	17,90	17,90
Battente idrico (m)	2,80	2,80	2,80	2,80	5,00	5,00
Volume utile (mc)	809	806	804	801	1.602	1.602
Volume utile linea ox-nit (mc)	3.221				3.204	
Volume utile totale ox-nit (mc)	6.425					

Per le verifiche funzionali del processo biologico sono state inoltre considerate le ipotesi di seguito rappresentate:

PERIODO ESTIVO

(64.912 AE – Temperatura refluo di 20 °C)

- Funzionamento delle due linee LN e LP (condizione più gravosa per il calcolo del fabbisogno di ossigeno);

PERIODO INVERNALE

(32.456 AE – Temperatura refluo di 15 °C)

Ipotesi 1

- **Funzionamento delle due linee biologiche LN e LP_{1/2}** (uno solo dei moduli della linea di progetto);

Ipotesi 2/2'

- **Funzionamento di una sola linea biologica: LN o LP;**

Ipotesi 3

- **Funzionamento delle due linee biologiche LN e LP.**

Si è proceduto alle verifiche biologiche nelle diverse condizioni operative, eseguite con le metodologie e gli algoritmi di calcolo puntualmente indicati nella relazione di processo e delle quali si riportano, riassunte in apposite tabelle, i principali *out-put* di processo.

PERIODO ESTIVO

Funzionamento delle due linee LN e LP

Dati progettuali

NUMERO ABITANTI EQUIVALENTI		N.	64.912
Portata unitaria	qu	l/AE*d	190
Coefficiente di afflusso		%	80
PORTATA MEDIA GIORNALIERA	Qg	mc/d	9.867
PORTATA MEDIA (Q_{24})	Qm	mc/h	411
COEFFICIENTE DI PUNTA	Cp		1,71
PORTATA PERIODO MASSIMO AFFLUSSO	Qp	mc/h	703,00
TEMPERATURA DI ESERCIZIO	T	°C	20
BOD TOTALE	Co	KgBOD/d	3.895
CONCENTRAZIONE BOD ₅	E	mg/l	395
COD	COD	KgCOD/d	7.789
CONCENTRAZIONE COD	COD	mg/l	789
SOLIDI SOSPESI TOTALI	SST	Kg/d	5.193
AZOTO TOTALE	TKN	Kg/d	779
AZOTO AMMONIACALE	$N-NH_4^+$	Kg/d	519
FOSFORO TOTALE	P	Kg/d	130
CONCENTRAZIONE AZOTO AMMONIACALE (come NH_4^+)		mg/l	53
CONCENTRAZIONE AZOTO TOTALE	TKN	mg/l	79
CONCENTRAZIONE FOSFORO TOTALE	P	mg/l	13
CONCENTRAZIONE SOLIDI SOSPESI	SST	mg/l	526
MLSS in vasca di ox	Ca	KgSS/mc	4,00

Volumi disponibili nei comparti biologici

DENITRIFICAZIONE	Linea esistente - LN		Linea di progetto - LP	
	V _{den_LN1}	V _{den_LN2}	V _{den_LP1}	V _{den_LP2}
Lunghezza (m)	17,12	17,12	17,90	17,90
Larghezza (m)	16,71	16,71	8,95	8,95
Battente idrico (m)	2,80	2,80	5,00	5,00
Volume utile (mc)	801	801	801	801
Volume utile linea den (mc)	1.602		1.602	
Volume utile totale den (mc)	3.204			

OSSIDAZIONE- NITRIFICAZIONE	Linea esistente - LN				Linea di progetto - LP	
	V _{ox_LN1}	V _{ox_LN2}	V _{ox_LN3}	V _{ox_LN4}	V _{ox_LP1}	V _{ox_LP2}
Lunghezza (m)	17,32	17,32	17,22	17,22	17,90	17,90
Larghezza (m)	16,68	16,62	16,68	16,62	17,90	17,90
Battente idrico (m)	2,80	2,80	2,80	2,80	5,00	5,00
Volume utile (mc)	809	806	804	801	1.602	1.602
Volume utile linea ox-nit (mc)	3.221				3.204	
Volume utile totale ox-nit (mc)	6.425					

Volume complessivo comparto biologico = **9.629 mc**

Tabelle di riepilogo principali calcoli di processo (Funzionamento delle due linee LN e LP)

Sedimentazione primaria

<i>Portata oraria liquame influente</i>	460 ^(*)	mc/h
<i>Velocità ascensionale media di progetto</i>	0,90	mc/mq/h
<i>Superficie di progetto</i>	511	mq
<i>Numero unità</i>	2	n
<i>Superficie sedimentatori</i>	255	mq
<i>Altezza media sedimentatore</i>	3,35	m
<i>Diametro sedimentatore</i>	18	m
<i>Diametro allo sfioro</i>	17	m
<i>Volume sedimentatore</i>	852	mc
<i>Volume complessivo</i>	1705	mc
<i>Tempo di ritenzione</i>	3,7	h
<i>Circonferenza sedimentatore (allo sfioro)</i>	53,41	m
<i>Portata specifica allo stramazzo</i>	6,58	mc/m*h
<i>BOD abbattuto</i>	896	KgBOD/d
<i>BOD in uscita</i>	2 999	KgBOD/d
<i>SST abbatt.</i>	2 908	Kg/d
<i>SST out</i>	2 285	Kg/d
<i>Azoto abbatt.</i>	0,00	Kg/d
<i>Azoto ammoniacale abbattuto</i>	0,00	Kg/d
<i>Fosforo abbatt.</i>	0,00	Kg/d
<i>BOD concentrazione</i>	304	mg/l
<i>COD concentrazione</i>	568	mg/l
<i>Solidi sospesi totali concentrazione</i>	232	mg/l
<i>Solidi sospesi volatili concentrazione</i>	185	mg/l
<i>Azoto totale concentrazione</i>	79	mg/l
<i>Azoto Ammoniacale Concentrazione</i>	53	mg/l
<i>P affluente</i>	13	mg/l

^(*) Q_{max} di trattamento al comparto biologico, tenuto conto dei drenaggi interni e dei bottini

Selettore anossico

<i>Tempo di residenza idraulica</i>	0,5	h
<i>Volume comparto anossico (linea biologica di progetto)</i>	115	mc

Comparto biologico (nitro-denitro)

<i>Tasso netto di crescita della biomassa nitrificante</i>	0,36	g/g*d
<i>Età del fango (SRT) di progetto</i>	4,19	d
<i>Età del fango (SRT operativa)</i>	21	d
<i>Produzione di biomassa</i>	779	KgSSV/d

<i>Quantità di azoto che viene ossidato a nitrati</i>	67	g/mc
<i>Produzione giornaliera di fanghi primari</i>	2 908	KgSS/d
<i>Produzione giornaliera netta di fanghi attivi, in termini di SSV</i>	1 014	Kg/d
<i>Produzione dei fanghi in termini di SST</i>	1 723	Kg/d
<i>Massa di MLSSV nel bacino di aerazione</i>	21 300	Kg
<i>Massa di MLSS nel comparto biologico</i>	36 183	Kg
<i>Concentrazione di MLSS (di progetto)</i>	4 000	mg/l
<i>Volume teorico reattore biologico (nitro+denitro)</i>	9 046	mc
<i>Volume reattore biologico (LN)</i>	4 823	mc
<i>Volume reattore biologico (LP)</i>	4 806	mc
<i>Volume complessivo comparto biologico disponibile</i>	9 929	mc
<i>Tempo di residenza idraulica</i>	22	h
<i>Concentrazione di MLSSV</i>	2 355	mg/l
<i>Rapporto F/M (Carico del fango) con rif. a MLSSV</i>	0,14	g/g*d
<i>Carico volumetrico di BOD</i>	0,33	Kg/mc*d
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST</i>	0,36	g SST/g bCOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST</i>	0,58	g SST/g BOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV</i>	0,21	g SSV/g bCOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV</i>	0,34	g SSV/g BOD
<i>Richiesta di ossigeno giornaliera</i>	6 385	Kg/d
<i>Portata d'aria da fornire (LN)</i>	6 683	Nmc/h
<i>Portata d'aria da fornire (LP)</i>	4 501	Nmc/h
<i>Concentrazione di BOD nell'effluente</i>	15,07	mg/l

Denitrificazione

<i>Concentrazione di biomassa eterotrofa</i>	1 266	mg/l
<i>Rapporto di ricircolo mixed-liquor</i>	4,75	
<i>Velocità specifica di denitrificazione</i>	0,18	g/g*d a 20°C
<i>Volume reattore anossico</i>	3 204	mc
<i>Volume reattore anossico (esistente)</i>	1 602	mc
<i>Nitrati alimentati nella vasca anossica</i>	852 412	g/d
<i>Richiesta netta di ossigeno oraria</i>	198	Kg/h
<i>Energia di miscelazione impiegata nella vasca anossica</i>	10	kW/10 ³ mc
<i>Potenza impegnata nella miscelazione</i>	32,07	kW

Fango primario e secondario

<i>Produzione fanghi primari</i>	2 908	KgSS/d
<i>Fango di supero biologico (secondario)</i>	1 723	KgSS/d
<i>Produzione complessiva di fango primario e secondario</i>	4 631	KgSS/d
<i>Portata di fango primario</i>	194	mc/d
<i>Portata di fango biologico (secondario)</i>	215	mc/d
<i>Portata di fango totale</i>	409	mc/d

Sedimentazione finale

<i>Rapporto di ricircolo</i>	1,0	
<i>Superficie orizzontale complessiva</i>	927	mq
<i>Diametro sedimentatore “linea nuova” (esistente)</i>	14	m
<i>Superficie unitaria sedimentatore “linea nuova” (esistente)</i>	154	mq
<i>Numero unità</i>	3	n
<i>Superficie di sedimentazione “linea nuova” (esistente)</i>	462	mq
<i>Diametro sedimentatore “linea di progetto”</i>	17,20	m
<i>Superficie unitaria sedimentatore “linea progetto”</i>	232	mq
<i>Numero unità</i>	2	n
<i>Superficie di sedimentazione “linea progetto”</i>	465	mq
<i>Carico solidi applicato</i>	3,98	KgMLSS/mq*h
<i>Carico idraulico superficiale</i>	11	mc/mq*d

Disinfezione

<i>Volume vasca di disinfezione esistente</i>	150	mc
<i>Tempo di contatto soluzione ipoclorito sodico</i>	33	min

Pre-ispessimento

<i>Fango primario e secondario all'ispessitore</i>	4 631	KgSS/d
<i>Volume fango primario (1,5% di secco)</i>	194	mc/d
<i>Volume fango secondario (0,8% di secco)</i>	215	mc/d
<i>Volume fango totale ingresso ispessitore</i>	409	mc/d
<i>Superficie ispessitore</i>	201	mq
<i>Carico di solidi applicato</i>	23	KgSST/d
<i>Contenuto di solido finale</i>	3%	
<i>Portata volumetrica di fango in uscita dal pre-ispessitore</i>	154	mc/d
<i>Portata volumetrica da ricircolare in testa all'impianto</i>	255	mc/d

Digestione anaerobica

<i>Fango totale al digestore in termini di SSV</i>	3 328	KgSSV/d
<i>Fango totale al digestore in termini di SST</i>	4 631	KgSST/d
<i>Volume disponibile digestore primario</i>	3 815	mc
<i>Volume disponibile digestore secondario</i>	1 854	mc
<i>Fango di supero in ingresso proveniente dall'ispessitore</i>	154	mc/d
<i>Età del fango (SRT)</i>	25	d
<i>Temperatura di esercizio digestore primario</i>	35	°C
<i>Prodotto Temperatura x Età del fango</i>	865	°Cxd
<i>Volume minimo necessario alla digestione anaerobica</i>	2 408	mc
<i>Fattore di carico volumetrico (FcvSST)</i>	1,21	KgSST/mcxd
<i>Fattore di carico volumetrico (FcvSSV)</i>	0,72	KgSSV/mcxd
<i>Fabbisogno di calore di punta</i>	24,31x10 ⁸	J/d
<i>Dispersione di calore totale attraverso digestore 1°</i>	3,4x10 ⁸	J/d
<i>Quantità di calore da fornire al digestore 1°</i>	6 618 636	kCal/d
<i>Superficie necessaria scambiatore di calore esterno</i>	40,96	mq
<i>Potenza termica resa della caldaia</i>	275 777	kCal/h
<i>Rendimento caldaia η</i>	80	%

<i>Potenza minima della caldaia</i>	344 721	kCal/h
<i>Produzione di biogas</i>	1 623	mc/d
<i>Potere calorifico inferiore (PCI) del biogas</i>	23 400	KgJ/mc
<i>Volume di progetto gasometro</i>	541	mc
<i>Fanghi digeriti in uscita</i>	1 664	KgSSV/d
<i>Quantità di SS in uscita dalla digestione</i>	2 967	KgSS/d
<i>Rapporto SSV/S</i>	56.1	%
<i>Produzione specifica di fango digerito</i>	45,7	g/AExd
<i>Concentrazione SS nel digestore primario</i>	1,92	%
<i>Concentrazione di SS ammessa in uscita dal digestore 2°</i>	4	%
<i>Volume fanghi estratto dal digestore 2°</i>	80	mc/d

Disidratazione meccanica

<i>Tempo di esercizio</i>	6	d/sett.
<i>Portata di fanghi</i>	445	mc/sett.
<i>Dosaggio polielettrolita</i>	0,0050	Kg/Kg SST
<i>Portata polielettrolita</i>	1,0	Kh/h
<i>Conc. Soluzione polielettrolita</i>	2,5	Kg/mc
<i>Portata soluzione</i>	9,5	mc/h
<i>Rendimento di cattura dei solidi</i>	95,0	%
<i>Fanghi uscenti</i>	2.967	KgSST/d
<i>% in secco</i>	20	%
<i>Portata di fango uscente</i>	11	mc/d
<i>Portata di centrato</i>	434	mc/d

Per comodità di lettura si riportano i risultati della verifica condotta nella condizione estiva (T= 20 °C), raffrontati con quelli ottenuti nella condizione più gravosa per il dimensionamento del comparto biologico, nelle condizioni invernali (T=15 °C).

Tabelle di raffronto principali calcoli di processo (Funzionamento delle due linee LN e LP in Estate-Inverno - AE 64.912)

Comparto biologico (nitro-denitro)

	Inverno (T=15°C)	Estate (T=20°C)	
<i>Tasso netto di crescita della biomassa nitrificante</i>	0,27	0,36	g/g*d
<i>Età del fango (SRT) di progetto</i>	5,62	4,19	d
<i>Età del fango (SRT operativa)</i>	21	21	d
<i>Produzione di biomassa</i>	850	779	KgSSV/ d
<i>Quantità di azoto che viene ossidato a nitrati</i>	66,61	67	g/mc
<i>Produzione giornaliera di fanghi primari</i>	2.908	2.908	KgSS/d
<i>Produzione giornaliera netta di fanghi attivi, in termini di SSV</i>	1 085	1 014	Kg/d
<i>Produzione dei fanghi in termini di SST</i>	1 807	1 723	Kg/d
<i>Massa di MLSSV nel bacino di aerazione</i>	22 791	21 300	Kg
<i>Massa di MLSS nel comparto biologico</i>	37 937	36 183	Kg
<i>Concentrazione di MLSS (di progetto)</i>	4 000	4 000	mg/l
<i>Volume teorico reattore biologico (nitro+denitro)</i>	9 484	9 046	mc
<i>Volume reattore biologico (LN)</i>	4 823	4 823	mc
<i>Volume reattore biologico (LP)</i>	4 806	4 806	mc
<i>Volume complessivo comparto biologico disponibile</i>	9 929	9 929	mc
<i>Tempo di residenza idraulica</i>	23	22	h
<i>Concentrazione di MLSSV</i>	2 403	2 355	mg/l
<i>Rapporto F/M (Carico del fango) rif. a MLSSV</i>	0,13	0,14	g/g*d
<i>Carico volumetrico di BOD</i>	0,32	0,33	Kg/mc* d
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST</i>	0,38	0,36	g SST/g bCOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST</i>	0,60	0,58	g SST/g BOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV</i>	0,23	0,21	g SSV/g bCOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV</i>	0,36	0,34	g SSV/g BOD
<i>Richiesta di ossigeno giornaliera</i>	6 282	6 385	Kg/d
<i>Portata d'aria da fornire (linea esistente)</i>	5 415	6 683	Nmc/h
<i>Portata d'aria da fornire (linea di progetto)</i>	3 511	4 501	Nmc/h
<i>Concentrazione di BOD nell'effluente</i>	15,07	15,07	mg/l

Denitrificazione

	Inverno (T=15°C)	Estate (T=20°C)	g/g*d
<i>Concentrazione di biomassa eterotrofa</i>	1 384	1 266	mg/l

<i>Rapporto di ricircolo mixed-liquor</i>	4,66	4,75	
<i>Velocità specifica di denitrificazione</i>	0,16	0,18	g/g*d
<i>Volume reattore anossico</i>	3 204	3 204	mc
<i>Volume reattore anossico (esistente)</i>	1 602	1 602	mc
<i>Nitrati alimentati nella vasca anossica</i>	819 554	852 412	g/d
<i>Richiesta netta di ossigeno oraria</i>	195	198	Kg/h
<i>Energia di miscelazione impiegata nella vasca anossica</i>	10	10	kW/10 ³ mc
<i>Potenza impegnata nella miscelazione</i>	32,07	32,07	kW

Fango primario e secondario

	Inverno (T=15°C)	Estate (T=20°C)	
<i>Produzione fanghi primari</i>	2 908	2 908	KgSS/d
<i>Fango di supero biologico (secondario)</i>	1 807	1 723	KgSS/d
<i>Produzione complessiva di fango primario e second.</i>	4 715	4 631	KgSS/d
<i>Portata di fango primario</i>	194	194	mc/d
<i>Portata di fango biologico (secondario)</i>	226	215	mc/d
<i>Portata di fango totale</i>	420	409	mc/d

Pre-ispessimento

	Inverno (T=15°C)	Estate (T=20°C)	
<i>Fango primario e secondario all'ispessitore</i>	4 715	4 631	KgSS/d
<i>Volume fango primario (1,5% di secco)</i>	194	194	mc/d
<i>Volume fango secondario (0,8% di secco)</i>	226	215	mc/d
<i>Volume fango totale ingresso ispessitore</i>	420	409	mc/d
<i>Superficie ispessitore</i>	201	201	mq
<i>Carico di solidi applicato</i>	23	23	KgSST/d
<i>Contenuto di solido finale</i>	3%	3%	
<i>Portata volumetrica di fango in uscita dal pre-ispessitore</i>	157	154	mc/d
<i>Portata volumetrica da ricircolare in testa all'impianto</i>	236	255	mc/d

Digestione anaerobica

	Inverno (T=15°C)	Estate (T=20°C)	
<i>Fango totale al digestore in termini di SSV</i>	3 391	3 328	KgSSV/d
<i>Fango totale al digestore in termini di SST</i>	4 715	4 631	KgSST/d
<i>Volume disponibile digestore primario</i>	3 815	3 815	mc
<i>Volume disponibile digestore secondario</i>	1 854	1 854	mc
<i>Fango di supero in ingresso proveniente dall'ispessitore</i>	157	154	mc/d
<i>Età del fango (SRT)</i>	24	25	d
<i>Temperatura di esercizio digestore primario</i>	35	35	°C
<i>Prodotto Temperatura x Età del fango</i>	850	865	°Cxd
<i>Volume minimo necessario alla digestione</i>	2 451	2 408	mc

<i>anaerobica</i>			
<i>Fattore di carico volumetrico (FcvSST)</i>	1,24	1,21	KgSST/mcxd
<i>Fattore di carico volumetrico (FcvSSV)</i>	0,89	0,72	KgSST/mcxd
<i>Fabbisogno di calore di punta</i>	24,75x10 ⁸	24,31x10 ⁸	J/d
<i>Dispersione di calore totale attraverso digestore 1°</i>	3,4x10 ⁸	3,4x10 ⁸	J/d
<i>Quantità di calore da fornire al digestore 1°</i>	6 723 388	6 618 636	kCal/d
<i>Superficie necessaria scambiatore di calore esterno</i>	41,50	40,96	m ²
<i>Potenza termica resa della caldaia</i>	280 141	275 777	kCal/h
<i>Rendimento caldaia η</i>	80	80	%
<i>Potenza minima della caldaia</i>	350 176	344 721	kCal/h
<i>Produzione di biogas</i>	1 623	1 623	mc/d
<i>Potere calorifico inferiore (PCI) del biogas</i>	23 400	23 400	KgJ/mc
<i>Volume di progetto gasometro</i>	541	541	mc
<i>Fanghi digeriti in uscita</i>	1 695	1 664	KgSSV/d
<i>Quantità di SS in uscita dalla digestione</i>	3 019	2 967	KgSS/d
<i>Rapporto SSV/S</i>	56,1	56,1	%
<i>Produzione specifica di fango digerito</i>	46,5	45,7	g/AExd
<i>Concentrazione SS nel digestore primario</i>	1,92	1,92	%
<i>Concentrazione di SS ammessa in uscita dal digestore 2°</i>	4	4	%
<i>Volume fanghi estratto dal digestore 2°</i>	82	80	mc/d

Disidratazione meccanica

	Inverno (T=15°C)	Estate (T=20°C)	
<i>Tempo di esercizio</i>	6	6	d/sett.
<i>Portata di fanghi</i>	453	445	mc/sett.
<i>Dosaggio polielettrolita</i>	0,0050	0,0050	Kg/Kg SST
<i>Portata polielettrolita</i>	1,0	1,0	Kh/h
<i>Conc. Soluzione polielettrolita</i>	2,5	2,5	Kg/mc
<i>Portata soluzione</i>	9,5	9,5	mc/h
<i>Rendimento di cattura dei solidi</i>	95,0	95,0	%
<i>Fanghi uscenti</i>	3.019	2.967	KgSST/d
<i>% in secco</i>	20	20	%
<i>Portata di fango uscente</i>	11	11	mc/d
<i>Portata di concentrato</i>	442	434	mc/d

PERIODO INVERNALE

Ipotesi 1

Funzionamento delle due linee biologiche LN e LP_{1/2} (uno solo dei moduli della linea di progetto);

Dati di progetto

NUMERO ABITANTI EQUIVALENTI		N.	32.456
Portata unitaria	qu	l/AE*d	160
Coefficiente di afflusso		%	80
PORTATA MEDIA GIORNALIERA	Qg	mc/d	4.154
PORTATA MEDIA (Q ₂₄)	Qm	mc/h	173
COEFFICIENTE DI PUNTA	Cp		2,00
PORTATA PERIODO MASSIMO AFFLUSSO	Qp	mc/h	346
TEMPERATURA DI ESERCIZIO	T	°C	15
BOD TOTALE	Co	KgBOD/d	1.947
CONCENTRAZIONE BOD ₅	E	mg/l	469
COD	COD	KgCOD/d	3.895
CONCENTRAZIONE COD	COD	mg/l	938
SOLIDI SOSPESI TOTALI	SST	Kg/d	2.596
AZOTO TOTALE	TKN	Kg/d	389
AZOTO AMMONIACALE	$N-NH_4^+$	Kg/d	260
FOSFORO TOTALE	P	Kg/d	65
CONCENTRAZIONE AZOTO AMMONIACALE (come NH ₄ ⁺)		mg/l	63
CONCENTRAZIONE AZOTO TOTALE	TKN	mg/l	94
CONCENTRAZIONE FOSFORO TOTALE	P	mg/l	16
CONCENTRAZIONE SOLIDI SOSPESI	SST	mg/l	625
MLSS in vasca di ox	Ca	KgSS/mc	3,00

Volumi disponibili nei comparti biologici

DENITRIFICAZIONE	Linea esistente - LN		Linea di progetto - LP	
	V _{den_LN1}	V _{den_LN2}	V _{den_LP1}	V _{den_LP2}
Lunghezza (m)	17,12	17,12	17,90	--
Larghezza (m)	16,71	16,71	8,95	--
Battente idrico (m)	2,80	2,80	5,00	--
Volume utile (mc)	801	801	801	--
Volume utile linea den (mc)	1.602		801	
Volume utile totale den (mc)	2.403			

OSSIDAZIONE- NITRIFICAZIONE	Linea esistente - LN				Linea di progetto - LP	
	V _{ox_LN1}	V _{ox_LN2}	V _{ox_LN3}	V _{ox_LN4}	V _{ox_LP1}	V _{ox_LP2}
Lunghezza (m)	17,32	17,32	17,22	17,22	17,90	--
Larghezza (m)	16,68	16,62	16,68	16,62	17,90	--
Battente idrico (m)	2,80	2,80	2,80	2,80	5,00	--
Volume utile (mc)	809	806	804	801	1.602	--
Volume utile linea ox-nit (mc)	3.221				1.602	
Volume utile totale ox-nit (mc)	4.823					

Volume complessivo comparto biologico = **7.226 mc**

Tabelle di riepilogo principali calcoli di processo (Funzionamento delle due linee biologiche LN e LP1/2)

Sedimentazione primaria

Portata oraria liquame influente	205 ^(*)	mc/h
Velocità ascensionale media di progetto	0,90	mc/mq/h
Superficie di progetto	228	mq
Numero unità	1	n
Superficie sedimentatori	228	mq
Altezza media sedimentatore	3,35	m
Diametro sedimentatore	18	m
Diametro allo sfioro	17	m
Volume sedimentatore	852	mc
Volume complessivo	852	mc
Tempo di ritenzione	4,15	h
Circonferenza sedimentatore (allo sfioro)	53,41	m
Portata specifica allo stramazzo	6,48	mc/m ² h
BOD abbattuto	448	KgBOD/d
BOD in uscita	1 500	KgBOD/d
SST abbatt.	1 454	Kg/d
SST out	1 142	Kg/d
Azoto abbatt.	0,00	Kg/d
Azoto ammoniacale abbattuto	0,00	Kg/d
Fosforo abbatt.	0,00	Kg/d
BOD concentrazione	361	mg/l
COD concentrazione	675	mg/l
COD prontamente degradabile		
Solidi sospesi totali concentrazione	275	mg/l
Solidi sospesi volatili concentrazione	220	mg/l
Azoto totale concentrazione	94	mg/l
Azoto Ammoniacale Concentrazione	62	mg/l
P affluente	16	mg/l

(*) Q_{max} di trattamento al comparto biologico, tenuto conto dei drenaggi interni e dei bottini

Selettore anossico

Tempo di residenza idraulica	0,5	h
Volume comparto anossico (linea biologica di progetto)	51	mc

Comparto biologico (nitro-denitro)

Tasso netto di crescita della biomassa nitrificante	0,27	g/g*d
Età del fango (SRT) di progetto	5,62	d
Età del fango (SRT operativa)	25	d

<i>Produzione di biomassa</i>	393	KgSSV/d
<i>Quantità di azoto che viene ossidato a nitrati</i>	80	g/mc
<i>Produzione giornaliera di fanghi primari</i>	1.454	KgSS/d
<i>Produzione giornaliera netta di fanghi attivi, in termini di SSV</i>	511	Kg/d
<i>Produzione dei fanghi in termini di SST</i>	886	Kg/d
<i>Massa di MLSSV nel bacino di aerazione</i>	12 774	Kg
<i>Massa di MLSS nel comparto biologico</i>	21 650	Kg
<i>Concentrazione di MLSS (di progetto)</i>	3 000	mg/l
<i>Volume teorico reattore biologico (nitro+denitro)</i>	7 217	mc
<i>Volume reattore biologico (LN)</i>	4 823	mc
<i>Volume reattore biologico disponibile (LP_{1/2})</i>	2 403	mc
<i>Volume complessivo comparto biologico disponibile</i>	7 226	mc
<i>Tempo di residenza idraulica</i>	42	h
<i>Concentrazione di MLSSV</i>	1 770	mg/l
<i>Rapporto F/M (Carico del fango) con rif. a MLSSV</i>	0,12	g/g*d
<i>Carico volumetrico di BOD</i>	0,21	Kg/mc*d
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST</i>	0,36	g SST/g bCOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST</i>	0,58	g SST/g BOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV</i>	0,21	g SSV/g bCOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV</i>	0,34	g SSV/g BOD
<i>Richiesta di ossigeno giornaliera</i>	3 187	Kg/d
<i>Portata d'aria da fornire (LN)</i>	4 347	Nmc/h
<i>Portata d'aria da fornire (LP_{1/2})</i>	1 174	Nmc/h
<i>Concentrazione di BOD nell'effluente</i>	15,07	mg/l

Denitrificazione

<i>Concentrazione di biomassa eterotrofa</i>	959	mg/l
<i>Rapporto di ricircolo mixed-liquor</i>	6,00	
<i>Velocità specifica di denitrificazione</i>	0,16	g/g*d a 15°C
<i>Volume reattore anossico</i>	2 403	mc
<i>Volume reattore anossico (esistente)</i>	1 602	mc
<i>Nitrati alimentati nella vasca anossica</i>	425 750	g/d
<i>Richiesta netta di ossigeno oraria</i>	98	Kg/h
<i>Energia di miscelazione impiegata nella vasca anossica</i>	10	kW/10 ³ mc
<i>Potenza impegnata nella miscelazione</i>	24	kW

Fango primario e secondario

<i>Produzione fanghi primari</i>	1 454	KgSS/d
<i>Fango di supero biologico (secondario)</i>	866	KgSS/d
<i>Produzione complessiva di fango primario e secondario</i>	2 320	KgSS/d
<i>Portata di fango primario</i>	97	mc/d
<i>Portata di fango biologico (secondario)</i>	108	mc/d
<i>Portata di fango totale</i>	205	mc/d

Sedimentazione finale

<i>Rapporto di ricircolo</i>	0,60	
<i>Superficie orizzontale complessiva</i>	494	mq
<i>Diametro sedimentatore “linea nuova” (esistente)</i>	14	m
<i>Superficie unitaria sedimentatore “linea nuova” (esistente)</i>	154	mq
<i>Numero unità in esercizio</i>	3	n
<i>Superficie di sedimentazione “linea nuova” (esistente)</i>	462	mq
<i>Diametro sedimentatore “linea di progetto”</i>	17,20	m
<i>Superficie unitaria sedimentatore “linea progetto”</i>	232	mq
<i>Numero unità in esercizio</i>	1	n
<i>Superficie di sedimentazione “linea progetto”</i>	232	mq
<i>Carico solidi applicato</i>	1,20	KgMLSS/mq*h
<i>Carico idraulico superficiale</i>	6	mc/mq*d

Disinfezione

<i>Volume vasca di disinfezione esistente</i>	215	mc
<i>Tempo di contatto soluzione ipoclorito sodico</i>	32	min

Pre-ispessimento

<i>Fango primario e secondario all'ispessitore</i>	1 454	KgSS/d
<i>Volume fango primario (1,5% di secco)</i>	97	mc/d
<i>Volume fango secondario (0,8% di secco)</i>	108	mc/d
<i>Volume fango totale ingresso ispessitore</i>	205	mc/d
<i>Superficie ispessitore</i>	201	mq
<i>Carico di solidi applicato</i>	12	KgSST/d
<i>Contenuto di solido finale</i>	3%	
<i>Portata volumetrica di fango in uscita dal pre-ispessitore</i>	77	mc/d
<i>Portata volumetrica da ricircolare in testa all'impianto</i>	128	mc/d

Digestione anaerobica

<i>Fango totale al digestore in termini di SSV</i>	1 667	KgSSV/d
<i>Fango totale al digestore in termini di SST</i>	2 320	KgSST/d
<i>Volume disponibile digestore primario</i>	3 815	mc
<i>Volume disponibile digestore secondario</i>	1 854	mc
<i>Fango di supero in ingresso proveniente dall'ispessitore</i>	77	mc/d
<i>Età del fango (SRT)</i>	49	d
<i>Temperatura di esercizio digestore primario</i>	35	°C
<i>Prodotto Temperatura x Età del fango</i>	1 727	°Cxd
<i>Volume minimo necessario alla digestione anaerobica</i>	1 206	mc
<i>Fattore di carico volumetrico (FcvSST)</i>	0,61	KgSST/mcxd
<i>Fattore di carico volumetrico (FcvSSV)</i>	0,72	KgSSV/mcxd
<i>Fabbisogno di calore di punta</i>	12,18x10 ⁸	J/d
<i>Dispersione di calore totale attraverso digestore 1°</i>	3,4x10 ⁸	J/d
<i>Quantità di calore da fornire al digestore 1°</i>	3 720 741	kCal/d
<i>Superficie necessaria scambiatore di calore esterno</i>	23	mq
<i>Potenza termica resa della caldaia</i>	155 031	kCal/h

<i>Rendimento caldaia η</i>	80	%
<i>Potenza minima della caldaia</i>	193 789	kCal/h
<i>Produzione di biogas</i>	811	mc/d
<i>Potere calorifico inferiore (PCI) del biogas</i>	23 400	KgJ/mc
<i>Volume di progetto gasometro</i>	270	mc
<i>Fanghi digeriti in uscita</i>	834	KgSSV/d
<i>Quantità di SS in uscita dalla digestione</i>	1 486	KgSS/d
<i>Rapporto SSV/S</i>	56.1	%
<i>Produzione specifica di fango digerito</i>	46,5	g/AExd
<i>Concentrazione SS nel digestore primario</i>	1,92	%
<i>Concentrazione di SS ammessa in uscita dal digestore 2°</i>	4	%
<i>Volume fanghi estratto dal digestore 2°</i>	40	mc/d

Disidratazione meccanica

<i>Tempo di esercizio</i>	6	d/sett.
<i>Portata di fanghi</i>	223	mc/sett.
<i>Dosaggio polielettrolita</i>	0,0050	Kg/Kg SST
<i>Portata polielettrolita</i>	1,0	Kh/h
<i>Conc. Soluzione polielettrolita</i>	2,5	Kg/mc
<i>Portata soluzione</i>	9,5	mc/h
<i>Rendimento di cattura dei solidi</i>	95,0	%
<i>Fanghi uscenti</i>	1.486	KgSST/d
<i>% in secco</i>	20	%
<i>Portata di fango uscente</i>	6	mc/d
<i>Portata di concentrato</i>	217	mc/d

Ipotesi 2

Funzionamento di una sola linea biologica: LN

Dati di progetto

NUMERO ABITANTI EQUIVALENTI		N.	32.456
Portata unitaria	qu	l/AE*d	160
Coefficiente di afflusso		%	80
PORTATA MEDIA GIORNALIERA	Qg	mc/d	4.154
PORTATA MEDIA (Q_{24})	Qm	mc/h	173
COEFFICIENTE DI PUNTA	Cp		2,00
PORTATA PERIODO MASSIMO AFFLUSSO	Qp	mc/h	346
TEMPERATURA DI ESERCIZIO	T	°C	15
BOD TOTALE	Co	KgBOD/d	1.947
CONCENTRAZIONE BOD ₅	E	mg/l	469
COD	COD	KgCOD/d	3.895
CONCENTRAZIONE COD	COD	mg/l	938
SOLIDI SOSPESI TOTALI	SST	Kg/d	2.596
AZOTO TOTALE	TKN	Kg/d	389
AZOTO AMMONIACALE	$N-NH_4^+$	Kg/d	260
FOSFORO TOTALE	P	Kg/d	65
CONCENTRAZIONE AZOTO AMMONIACALE (come NH_4^+)		mg/l	63
CONCENTRAZIONE AZOTO TOTALE	TKN	mg/l	94
CONCENTRAZIONE FOSFORO TOTALE	P	mg/l	16
CONCENTRAZIONE SOLIDI SOSPESI	SST	mg/l	625
MLSS in vasca di ox	Ca	KgSS/mc	4,00

Volumi disponibili nei comparti biologici

DENITRIFICAZIONE	Linea esistente - LN		Linea di progetto - LP	
	V _{den_LN1}	V _{den_LN2}	V _{den_LP1}	V _{den_LP2}
Lunghezza (m)	17,12	17,12	--	--
Larghezza (m)	16,71	16,71	--	--
Battente idrico (m)	2,80	2,80	--	--
Volume utile (mc)	801	801	--	--
Volume utile linea den (mc)	1.602		--	
Volume utile totale den (mc)	1.602			

OSSIDAZIONE- NITRIFICAZIONE	Linea esistente - LN				Linea di progetto - LP	
	V _{ox_LN1}	V _{ox_LN2}	V _{ox_LN3}	V _{ox_LN4}	V _{ox_LP1}	V _{ox_LP2}
Lunghezza (m)	17,32	17,32	17,22	17,22	--	--
Larghezza (m)	16,68	16,62	16,68	16,62	--	--
Battente idrico (m)	2,80	2,80	2,80	2,80	--	--
Volume utile (mc)	809	806	804	801	--	--
Volume utile linea ox-nit (mc)	3.221				--	
Volume utile totale ox-nit (mc)	3.221					

Volume complessivo comparto biologico = **4.823** mc

o alternativamente

Ipotesi 2'

Funzionamento di una sola linea biologica: LP

Volumi disponibili nei comparti biologici

DENITRIFICAZIONE	Linea esistente - LN		Linea di progetto - LP	
	V _{den_LN1}	V _{den_LN2}	V _{den_LP1}	V _{den_LP2}
Lunghezza (m)	--	--	17,90	17,90
Larghezza (m)	--	--	8,95	8,95
Battente idrico (m)	--	--	5,00	5,00
Volume utile (mc)	--	--	801	801
Volume utile linea den (mc)	--		1.602	
Volume utile totale den (mc)	1.602			

OSSIDAZIONE- NITRIFICAZIONE	Linea esistente - LN				Linea di progetto - LP	
	V _{ox_LN1}	V _{ox_LN2}	V _{ox_LN3}	V _{ox_LN4}	V _{ox_LP1}	V _{ox_LP2}
Lunghezza (m)	--	--	--	--	17,90	17,90
Larghezza (m)	--	--	--	--	17,90	17,90
Battente idrico (m)	--	--	--	--	5,00	5,00
Volume utile (mc)	--	--	--	--	1.602	1.602
Volume utile linea ox-nit (mc)	--				3.204	
Volume utile totale ox-nit (mc)	3.204					

Volume complessivo comparto biologico = **4.806** mc

Tabelle di riepilogo principali calcoli di processo (Funzionamento della linea biologica LN)

Sedimentazione primaria

Portata oraria liquame influente	206 ^(*)	mc/h
Velocità ascensionale media di progetto	0,90	mc/mq/h
Superficie di progetto	229	mq
Numero unità	1	n
Superficie sedimentatori	229	mq
Altezza media sedimentatore	3,35	m
Diametro sedimentatore	18	m
Diametro allo sfioro	17	m
Volume sedimentatore	852	mc
Volume complessivo	852	mc
Tempo di ritenzione	4,13	h
Circonferenza sedimentatore (allo sfioro)	53,41	m
Portata specifica allo stramazzo	6,48	mc/m*h
BOD abbattuto	448	KgBOD/d
BOD in uscita	1 500	KgBOD/d
SST abbatt.	1 454	Kg/d
SST out	1 142	Kg/d
Azoto abbatt.	0,00	Kg/d
Azoto ammoniacale abbattuto	0,00	Kg/d
Fosforo abbatt.	0,00	Kg/d
BOD concentrazione	361	mg/l
COD concentrazione	675	mg/l
COD prontamente degradabile		
Solidi sospesi totali concentrazione	275	mg/l
Solidi sospesi volatili concentrazione	220	mg/l
Azoto totale concentrazione	94	mg/l
Azoto Ammoniacale Concentrazione	62	mg/l
P affluente	16	mg/l

(*) Q_{max} di trattamento al comparto biologico, tenuto conto dei drenaggi interni e dei bottini

Selettore anossico

Tempo di residenza idraulica	0,5	h
Volume comparto anossico (linea biologica di progetto)	52	mc

Comparto biologico (nitro-denitro)

Tasso netto di crescita della biomassa nitrificante	0,27	g/g*d
Età del fango (SRT) di progetto	5,62	d
Età del fango (SRT operativa)	21	d

<i>Produzione di biomassa</i>	425	KgSSV/d
<i>Quantità di azoto che viene ossidato a nitrati</i>	79	g/mc
<i>Produzione giornaliera di fanghi primari</i>	1 454	KgSS/d
<i>Produzione giornaliera netta di fanghi attivi, in termini di SSV</i>	543	Kg/d
<i>Produzione dei fanghi in termini di SST</i>	903	Kg/d
<i>Massa di MLSSV nel bacino di aerazione</i>	8 728	Kg
<i>Massa di MLSS nel comparto biologico</i>	13 976	Kg
<i>Concentrazione di MLSS (di progetto)</i>	4 000	mg/l
<i>Volume teorico reattore biologico (nitro+denitro)</i>	3 494	mc
<i>Volume reattore biologico disponibile (LN)</i>	4 823	mc
<i>Volume reattore biologico disponibile (LP)</i>	4 806	mc
<i>Tempo di residenza idraulica</i>	20	h
<i>Concentrazione di MLSSV</i>	2 498	mg/l
<i>Rapporto F/M (Carico del fango) con rif. a MLSSV</i>	0,17	g/g*d
<i>Carico volumetrico di BOD</i>	0,43	Kg/mc*d
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST</i>	0,42	g SST/g bCOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST</i>	0,67	g SST/g BOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV</i>	0,26	g SSV/g bCOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV</i>	0,42	g SSV/g BOD
<i>Richiesta di ossigeno giornaliera</i>	3 027	Kg/d
<i>Portata d'aria da fornire (LN)</i>	6 183	Nmc/h
<i>Portata d'aria da fornire (LP)</i>	---	Nmc/h
<i>Concentrazione di BOD nell'effluente</i>	15,07	mg/l

Denitrificazione

<i>Concentrazione di biomassa eterotrofa</i>	1 615	mg/l
<i>Rapporto di ricircolo mixed-liquor</i>	5,71	
<i>Velocità specifica di denitrificazione</i>	0,16	g/g*d a 15°C
<i>Volume reattore anossico</i>	1 602	mc
<i>Volume reattore anossico (esistente)</i>	1 602	mc
<i>Nitrati alimentati nella vasca anossica</i>	477 893	g/d
<i>Richiesta netta di ossigeno oraria</i>	93	Kg/h
<i>Energia di miscelazione impiegata nella vasca anossica</i>	10	kW/10 ³ mc
<i>Potenza impegnata nella miscelazione</i>	16	kW

Fango primario e secondario

<i>Produzione fanghi primari</i>	1 454	KgSS/d
<i>Fango di supero biologico (secondario)</i>	998	KgSS/d
<i>Produzione complessiva di fango primario e secondario</i>	2 452	KgSS/d
<i>Portata di fango primario</i>	97	mc/d
<i>Portata di fango biologico (secondario)</i>	125	mc/d
<i>Portata di fango totale</i>	222	mc/d

Sedimentazione finale

<i>Rapporto di ricircolo</i>	1	
<i>Superficie orizzontale complessiva</i>	462	mq
<i>Diametro sedimentatore “linea nuova” (esistente)</i>	14	m
<i>Superficie unitaria sedimentatore “linea nuova” (esistente)</i>	154	mq
<i>Numero unità</i>	3	n
<i>Superficie di sedimentazione “linea nuova” (esistente)</i>	462	mq
<i>Diametro sedimentatore “linea di progetto”</i>	17,20	m
<i>Superficie unitaria sedimentatore “linea progetto”</i>	232	mq
<i>Numero unità in esercizio</i>	0	n
<i>Superficie di sedimentazione “linea progetto”</i>	232	mq
<i>Carico solidi applicato</i>	3,00	KgMLSS/mq*h
<i>Carico idraulico superficiale</i>	9	mc/mq*d

Disinfezione

<i>Volume vasca di disinfezione esistente</i>	215	mc
<i>Tempo di contatto soluzione ipoclorito sodico</i>	32	min

Pre-ispessimento

<i>Fango primario e secondario all'ispessitore</i>	2 452	KgSS/d
<i>Volume fango primario (1,5% di secco)</i>	97	mc/d
<i>Volume fango secondario (0,8% di secco)</i>	125	mc/d
<i>Volume fango totale ingresso ispessitore</i>	22	mc/d
<i>Superficie ispessitore</i>	201	mq
<i>Carico di solidi applicato</i>	12	KgSST/d
<i>Contenuto di solido finale</i>	3%	
<i>Portata volumetrica di fango in uscita dal pre-ispessitore</i>	82	mc/d
<i>Portata volumetrica da ricircolare in testa all'impianto</i>	140	mc/d

Digestione anaerobica

<i>Fango totale al digestore in termini di SSV</i>	1 767	KgSSV/d
<i>Fango totale al digestore in termini di SST</i>	2 452	KgSST/d
<i>Volume disponibile digestore primario</i>	3 815	mc
<i>Volume disponibile digestore secondario</i>	1 854	mc
<i>Fango di supero in ingresso proveniente dall'ispessitore</i>	82	mc/d
<i>Età del fango (SRT)</i>	47	d
<i>Temperatura di esercizio digestore primario</i>	35	°C
<i>Prodotto Temperatura x Età del fango</i>	1 633	°Cxd
<i>Volume minimo necessario alla digestione anaerobica</i>	1 275	mc
<i>Fattore di carico volumetrico (FcvSST)</i>	0,64	KgSST/mcxd
<i>Fattore di carico volumetrico (FcvSSV)</i>	0,72	KgSST/mcxd
<i>Fabbisogno di calore di punta</i>	12,87x10 ⁸	J/d
<i>Dispersione di calore totale attraverso digestore 1°</i>	3,4x10 ⁸	J/d
<i>Quantità di calore da fornire al digestore 1°</i>	3 886 637	kCal/d
<i>Superficie necessaria scambiatore di calore esterno</i>	24	mq
<i>Potenza termica resa della caldaia</i>	161 943	kCal/h
<i>Rendimento caldaia η</i>	80	%

<i>Potenza minima della caldaia</i>	202 429	kCal/h
<i>Produzione di biogas</i>	811	mc/d
<i>Potere calorifico inferiore (PCI) del biogas</i>	23 400	KgJ/mc
<i>Volume di progetto gasometro</i>	270	mc
<i>Fanghi digeriti in uscita</i>	883	KgSSV/d
<i>Quantità di SS in uscita dalla digestione</i>	1 569	KgSS/d
<i>Rapporto SSV/S</i>	56	%
<i>Produzione specifica di fango digerito</i>	48	g/AExd
<i>Concentrazione SS nel digestore primario</i>	1,92	%
<i>Concentrazione di SS ammessa in uscita dal digestore 2°</i>	4	%
<i>Volume fanghi estratto dal digestore 2°</i>	43	mc/d

Disidratazione meccanica

<i>Tempo di esercizio</i>	6	d/sett.
<i>Portata di fanghi</i>	235	mc/sett.
<i>Dosaggio polielettrolita</i>	0,0050	Kg/Kg SST
<i>Portata polielettrolita</i>	1,0	Kh/h
<i>Conc. Soluzione polielettrolita</i>	2,5	Kg/mc
<i>Portata soluzione</i>	9,5	mc/h
<i>Rendimento di cattura dei solidi</i>	95,0	%
<i>Fanghi uscenti</i>	1.569	KgSST/d
<i>% in secco</i>	20	%
<i>Portata di fango uscente</i>	6	mc/d
<i>Portata di concentrato</i>	229	mc/d

Ipotesi 3

Funzionamento delle due linee biologiche LN e LP.

Dati di progetto

NUMERO ABITANTI EQUIVALENTI		N.	32.456
Portata unitaria	qu	l/AE*d	160
Coefficiente di afflusso		%	80
PORTATA MEDIA GIORNALIERA	Qg	mc/d	4.154
PORTATA MEDIA (Q_{24})	Qm	mc/h	173
COEFFICIENTE DI PUNTA	Cp		2,00
PORTATA PERIODO MASSIMO AFFLUSSO	Qp	mc/h	346
TEMPERATURA DI ESERCIZIO	T	°C	15
BOD TOTALE	Co	KgBOD/d	1.947
CONCENTRAZIONE BOD ₅	E	mg/l	469
COD	COD	KgCOD/d	3.895
CONCENTRAZIONE COD	COD	mg/l	938
SOLIDI SOSPESI TOTALI	SST	Kg/d	2.596
AZOTO TOTALE	TKN	Kg/d	389
AZOTO AMMONIACALE	$N-NH_4^+$	Kg/d	260
FOSFORO TOTALE	P	Kg/d	65
CONCENTRAZIONE AZOTO AMMONIACALE (come NH_4^+)		mg/l	63
CONCENTRAZIONE AZOTO TOTALE	TKN	mg/l	94
CONCENTRAZIONE FOSFORO TOTALE	P	mg/l	16
CONCENTRAZIONE SOLIDI SOSPESI	SST	mg/l	625
MLSS in vasca di ox	Ca	KgSS/mc	3,00

Volumi disponibili nei comparti biologici

DENITRIFICAZIONE	Linea esistente - LN		Linea di progetto - LP	
	V _{den_LN1}	V _{den_LN2}	V _{den_LP1}	V _{den_LP2}
Lunghezza (m)	17,12	17,12	17,90	17,90
Larghezza (m)	16,71	16,71	8,95	8,95
Battente idrico (m)	2,80	2,80	5,00	5,00
Volume utile (mc)	801	801	801	801
Volume utile linea den (mc)	1.602		1.602	
Volume utile totale den (mc)	3.204			

OSSIDAZIONE- NITRIFICAZIONE	Linea esistente - LN				Linea di progetto - LP	
	V_{ox_LN1}	V_{ox_LN2}	V_{ox_LN3}	V_{ox_LN4}	V_{ox_LP1}	V_{ox_LP2}
Lunghezza (m)	17,32	17,32	17,22	17,22	17,90	17,90
Larghezza (m)	16,68	16,62	16,68	16,62	17,90	17,90
Battente idrico (m)	2,80	2,80	2,80	2,80	5,00	5,00
Volume utile (mc)	809	806	804	801	1.602	1.602
Volume utile linea ox-nit (mc)	3.221				3.204	

Volume utile totale ox-nit (mc)	6.425
---------------------------------	--------------

Volume complessivo comparto biologico = **9.629** mc

Tabelle di riepilogo principali calcoli di processo (Funzionamento delle due linee biologiche LN e LP)

Sedimentazione primaria

Portata oraria liquame influente	205 ^(*)	mc/h
Velocità ascensionale media di progetto	0,90	mc/mq/h
Superficie di progetto	227	mq
Numero unità	2	n
Superficie sedimentatori	114	mq
Altezza media sedimentatore	3,35	m
Diametro sedimentatore	18	m
Diametro allo sfioro	17	m
Volume sedimentatore	852	mc
Volume complessivo	1 705	mc
Tempo di ritenzione	8,33	h
Circonferenza sedimentatore (allo sfioro)	53,41	m
Portata specifica allo stramazzo	3,24	mc/m*h
BOD abbattuto	448	KgBOD/d
BOD in uscita	1 500	KgBOD/d
SST abbatt.	1 454	Kg/d
SST out	1 142	Kg/d
Azoto abbatt.	0,00	Kg/d
Azoto ammoniacale abbattuto	0,00	Kg/d
Fosforo abbatt.	0,00	Kg/d
BOD concentrazione	361	mg/l
COD concentrazione	675	mg/l
Solidi sospesi totali concentrazione	275	mg/l
Solidi sospesi volatili concentrazione	220	mg/l
Azoto totale concentrazione	94	mg/l
Azoto Ammoniacale Concentrazione	62	mg/l
P affluente	16	mg/l

^(*) Q_{max} di trattamento al comparto biologico, tenuto conto dei drenaggi interni e dei bottini

Selettore anossico

Tempo di residenza idraulica	0,5	h
Volume comparto anossico (linea biologica di progetto)	51	mc

Comparto biologico (nitro-denitro)

<i>Tasso netto di crescita della biomassa nitrificante</i>	0,27	g/g*d
<i>Età del fango (SRT) di progetto</i>	5,62	d
<i>Età del fango (SRT operativa)</i>	36	d
<i>Produzione di biomassa</i>	334	KgSSV/d
<i>Quantità di azoto che viene ossidato a nitrati</i>	82	g/mc
<i>Produzione giornaliera di fanghi primari</i>	1.454	KgSS/d
<i>Produzione giornaliera netta di fanghi attivi, in termini di SSV</i>	452	Kg/d
<i>Produzione dei fanghi in termini di SST</i>	796	Kg/d
<i>Massa di MLSSV nel bacino di aerazione</i>	16 266	Kg
<i>Massa di MLSS nel comparto biologico</i>	28 672	Kg
<i>Concentrazione di MLSS (di progetto)</i>	3 000	mg/l
<i>Volume teorico reattore biologico (nitro+denitro)</i>	9 557	mc
<i>Volume reattore biologico (LN)</i>	4 823	mc
<i>Volume reattore biologico (LP)</i>	4 806	mc
<i>Volume complessivo comparto biologico disponibile</i>	9 929	mc
<i>Tempo di residenza idraulica</i>	55	h
<i>Concentrazione di MLSSV</i>	1 702	mg/l
<i>Rapporto F/M (Carico del fango) con rif. a MLSSV</i>	0,09	g/g*d
<i>Carico volumetrico di BOD</i>	0,16	Kg/mc*d
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST</i>	0,33	g SST/g bCOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST</i>	0,53	g SST/g BOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV</i>	0,19	g SSV/g bCOD
<i>Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV</i>	0,30	g SSV/g BOD
<i>Richiesta di ossigeno giornaliera</i>	3 271	Kg/d
<i>Portata d'aria da fornire (LN)</i>	3 342	Nmc/h
<i>Portata d'aria da fornire (LP)</i>	1 791	Nmc/h
<i>Concentrazione di BOD nell'effluente</i>	15,07	mg/l

Denitrificazione

<i>Concentrazione di biomassa eteretrofa</i>	794	mg/l
<i>Rapporto di ricircolo mixed-liquor</i>	6,21	
<i>Velocità specifica di denitrificazione</i>	0,16	g/g*d a 15°C
<i>Volume reattore anossico</i>	3 204	mc
<i>Volume reattore anossico (esistente)</i>	1 602	mc
<i>Nitrati alimentati nella vasca anossica</i>	470 103	g/d
<i>Richiesta netta di ossigeno oraria</i>	101	Kg/h
<i>Energia di miscelazione impiegata nella vasca anossica</i>	10	kW/10 ³ mc
<i>Potenza impegnata nella miscelazione</i>	32	kW

Fango primario e secondario

<i>Produzione fanghi primari</i>	1 454	KgSS/d
<i>Fango di supero biologico (secondario)</i>	796	KgSS/d
<i>Produzione complessiva di fango primario e secondario</i>	2 250	KgSS/d
<i>Portata di fango primario</i>	97	mc/d
<i>Portata di fango biologico (secondario)</i>	100	mc/d

Portata di fango totale	196	mc/d
-------------------------	-----	------

Sedimentazione finale

Rapporto di ricircolo	1	
Superficie orizzontale complessiva	927	mq
Diametro sedimentatore “linea nuova” (esistente)	14	m
Superficie unitaria sedimentatore “linea nuova” (esistente)	154	mq
Numero unità	3	n
Superficie di sedimentazione “linea nuova” (esistente)	462	mq
Diametro sedimentatore “linea di progetto”	17,20	m
Superficie unitaria sedimentatore “linea progetto”	232	mq
Numero unità	2	n
Superficie di sedimentazione “linea progetto”	465	mq
Carico solidi applicato	3,98	KgMLSS/mq*h
Carico idraulico superficiale	11	mc/mq*d

Disinfezione

Volume vasca di disinfezione esistente	215	mc
Tempo di contatto soluzione ipoclorito sodico	68	min

Pre-ispessimento

Fango primario e secondario all'ispessitore	2 250	KgSS/d
Volume fango primario (1,5% di secco)	97	mc/d
Volume fango secondario (0,8% di secco)	100	mc/d
Volume fango totale ingresso ispessitore	196	mc/d
Superficie ispessitore	201	mq
Carico di solidi applicato	11	KgSST/d
Contenuto di solido finale	3%	
Portata volumetrica di fango in uscita dal pre-ispessitore	75	mc/d
Portata volumetrica da ricircolare in testa all'impianto	121	mc/d

Digestione anaerobica

Fango totale al digestore in termini di SSV	1 615	KgSSV/d
Fango totale al digestore in termini di SST	2 250	KgSST/d
Volume disponibile digestore primario	3 815	mc
Volume disponibile digestore secondario	1 854	mc
Fango di supero in ingresso proveniente dall'ispessitore	75	mc/d
Età del fango (SRT)	51	d
Temperatura di esercizio digestore primario	35	°C
Prodotto Temperatura x Età del fango	1 780	°Cxd
Volume minimo necessario alla digestione anaerobica	1 170	mc
Fattore di carico volumetrico (FcvSST)	0,59	KgSST/mcxd
Fattore di carico volumetrico (FcvSSV)	0,72	KgSSV/mcxd
Fabbisogno di calore di punta	11,81x10 ⁸	J/d
Dispersione di calore totale attraverso digestore 1°	3,4x10 ⁸	J/d
Quantità di calore da fornire al digestore 1°	3 633 515	kCal/d

<i>Superficie necessaria scambiatore di calore esterno</i>	22	mq
<i>Potenza termica resa della caldaia</i>	151 396	kCal/h
<i>Rendimento caldaia η</i>	80	%
<i>Potenza minima della caldaia</i>	189 246	kCal/h
<i>Produzione di biogas</i>	811	mc/d
<i>Potere calorifico inferiore (PCI) del biogas</i>	23 400	KgJ/mc
<i>Volume di progetto gasometro</i>	270	mc
<i>Fanghi digeriti in uscita</i>	808	KgSSV/d
<i>Quantità di SS in uscita dalla digestione</i>	1 443	KgSS/d
<i>Rapporto SSV/S</i>	56.1	%
<i>Produzione specifica di fango digerito</i>	46,5	g/AExd
<i>Concentrazione SS nel digestore primario</i>	1,92	%
<i>Concentrazione di SS ammessa in uscita dal digestore 2°</i>	4	%
<i>Volume fanghi estratto dal digestore 2°</i>	39	mc/d

Disidratazione meccanica

<i>Tempo di esercizio</i>	6	d/sett.
<i>Portata di fanghi</i>	216	mc/sett.
<i>Dosaggio polielettrolita</i>	0,0050	Kg/Kg SST
<i>Portata polielettrolita</i>	1,0	Kh/h
<i>Conc. Soluzione polielettrolita</i>	2,5	Kg/mc
<i>Portata soluzione</i>	9,5	mc/h
<i>Rendimento di cattura dei solidi</i>	95,0	%
<i>Fanghi uscenti</i>	1.443	KgSST/d
<i>% in secco</i>	20	%
<i>Portata di fango uscente</i>	5	mc/d
<i>Portata di concentrato</i>	211	mc/d

Tabelle di raffronto principali calcoli di processo (Estate-Inverno)

Comparto biologico (nitro-denitro)

	Inverno 64.912 AE (T=15°C)	Estate 64.912 AE (T=20°C)	Inverno 32.456 AE Ipotesi 1 (T=15°C)	
Tasso netto di crescita della biomassa nitrificante	0,27	0,36	0,27	g/g*d
Età del fango (SRT) di progetto	5,62	4,19	5,62	d
Età del fango (SRT operativa)	21	21	25	d
Produzione di biomassa	850	779	393	KgSSV/d
Quantità di azoto che viene ossidato a nitrati	66,61	67	80	g/mc
Produzione giornaliera di fanghi primari	2.908	2.908	1.454	KgSS/d
Produzione giornaliera netta di fanghi attivi, in termini di SSV	1 085	1 014	511	Kg/d
Produzione dei fanghi in termini di SST	1 807	1 723	886	Kg/d
Massa di MLSSV nel bacino di aerazione	22 791	21 300	12 774	Kg
Massa di MLSS nel comparto biologico	37 937	36 183	21 650	Kg
Concentrazione di MLSS (di progetto)	4 000	4 000	3 000	mg/l
Volume teorico reattore biologico (nitro+denitro)	9 484	9 046	7 217	mc
Volume reattore biologico (LN)	4 823	4 823	4 823	mc
Volume reattore biologico disponibile	4 806	4 806	2 403	mc
Volume complessivo comparto biologico disponibile	9 929	9 929	7 226	mc
Tempo di residenza idraulica	23	22	42	h
Concentrazione di MLSSV	2 403	2 355	1 770	mg/l
Rapporto F/M (Carico del fango) con rif. a MLSSV	0,13	0,14	0,12	g/g*d
Carico volumetrico di BOD	0,32	0,33	0,21	Kg/mc*d
Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST	0,38	0,36	0,36	g SST/g bCOD
Rendimento osservato di crescita sulla base degli SST	0,60	0,58	0,58	g SST/g BOD
Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV	0,23	0,21	0,21	g SSV/g bCOD
Rendimento osservato di crescita sulla base degli SSV	0,36	0,34	0,34	g SSV/g BOD
Richiesta di ossigeno giornaliera	6 282	6 385	3 187	Kg/d
Portata d'aria da fornire (linea esistente)	5 415	6 683	4 347	Nmc/h
Portata d'aria da fornire (linea di progetto)	3 511	4 501	1 174	Nmc/h
Concentrazione di BOD nell'effluente	15,07	15,07	15,07	mg/l

Denitrificazione

	Inverno 64.912 AE	Estate 64.912 AE	Inverno 32.456 AE	
--	----------------------	---------------------	----------------------	--

	(T=15°C)	(T=20°C)	<i>Ipotesi 1</i> (T=15°C)	
<i>Concentrazione di biomassa eteretrofa</i>	1 384	1 266	959	mg/l
<i>Rapporto di ricircolo mixed-liquor</i>	4,66	4,75	6,00	
<i>Velocità specifica di denitrificazione</i>	0,16	0,18	0,16	g/g*d
<i>Volume reattore anossico</i>	3 204	3 204	2 403	mc
<i>Volume reattore anossico (esistente)</i>	1 602	1 602	1 602	mc
<i>Nitrati alimentati nella vasca anossica</i>	819 554	852 412	425 750	g/d
<i>Richiesta netta di ossigeno oraria</i>	195	198	98	Kg/h
<i>Energia di miscelazione impiegata nella vasca anossica</i>	10	10	10	kW/10 ³ mc
<i>Potenza impegnata nella miscelazione</i>	32,07	32,07	24	kW

Fango primario e secondario

	Inverno 64.912 AE (T=15°C)	Estate 64.912 AE (T=20°C)	Inverno 32.456 AE <i>Ipotesi 1</i> (T=15°C)	
<i>Produzione fanghi primari</i>	2 908	2 908	1 454	KgSS/d
<i>Fango di supero biologico (secondario)</i>	1 807	1 723	866	KgSS/d
<i>Produzione complessiva di fango primario e second.</i>	4 715	4 631	2 320	KgSS/d
<i>Portata di fango primario</i>	194	194	97	mc/d
<i>Portata di fango biologico (secondario)</i>	226	215	108	mc/d
<i>Portata di fango totale</i>	420	409	205	mc/d

Pre-ispessimento

	Inverno 64.912 AE (T=15°C)	Estate 64.912 AE (T=20°C)	Inverno 32.456 AE <i>Ipotesi 1</i> (T=15°C)	
<i>Fango primario e secondario all'ispessitore</i>	4 715	4 631	1 454	KgSS/d
<i>Volume fango primario (1,5% di secco)</i>	194	194	97	mc/d
<i>Volume fango secondario (0,8% di secco)</i>	226	215	108	mc/d
<i>Volume fango totale ingresso ispessitore</i>	420	409	205	mc/d
<i>Superficie ispessitore</i>	201	201	201	mq
<i>Carico di solidi applicato</i>	23	23	12	KgSST/d
<i>Contenuto di solido finale</i>	3%	3%	3%	
<i>Portata volumetrica di fango in uscita dal pre-ispessitore</i>	157	154	77	mc/d
<i>Portata volumetrica da ricircolare in testa all'impianto</i>	236	255	128	mc/d

Digestione anaerobica

	Inverno 64.912 AE (T=15°C)	Estate 64.912 AE (T=20°C)	Inverno 32.456 AE <i>Ipotesi 1</i> (T=15°C)	
<i>Fango totale al digestore in termini di SSV</i>	3 391	3 328	1 667	

<i>Fango totale al digestore in termini di SST</i>	4 715	4 631	2 320	
<i>Volume disponibile digestore primario</i>	3 815	3 815	3 815	
<i>Volume disponibile digestore secondario</i>	1 854	1 854	1 854	
<i>Fango di supero in ingresso proveniente dall'ispessitore</i>	157	154	77	
<i>Età del fango (SRT)</i>	24	25	49	
<i>Temperatura di esercizio digestore primario</i>	35	35	35	
<i>Prodotto Temperatura x Età del fango</i>	850	865	1 727	
<i>Volume minimo necessario alla digestione anaerobica</i>	2 451	2 408	1 206	
<i>Fattore di carico volumetrico (FcvSST)</i>	1,24	1,21	0,61	
<i>Fattore di carico volumetrico (FcvSSV)</i>	0,89	0,72	0,72	
<i>Fabbisogno di calore di punta</i>	24,75x10 ⁸	24,31x10 ⁸	12,18x10 ⁸	
<i>Dispersione di calore totale attraverso digestore 1°</i>	3,4x10 ⁸	3,4x10 ⁸	3,4x10 ⁸	
<i>Quantità di calore da fornire al digestore 1°</i>	6 723 388	6 618 636	3 720 741	
<i>Superficie necessaria scambiatore di calore esterno</i>	41,50	40,96	23	
<i>Potenza termica resa della caldaia</i>	280 141	275 777	155 031	
<i>Rendimento caldaia η</i>	80	80	80	
<i>Potenza minima della caldaia</i>	350 176	344 721	193 789	
<i>Produzione di biogas</i>	1 623	1 623	811	
<i>Potere calorifico inferiore (PCI) del biogas</i>	23 400	23 400	23 400	
<i>Volume di progetto gasometro</i>	541	541	270	
<i>Fanghi digeriti in uscita</i>	1 695	1 664	834	
<i>Quantità di SS in uscita dalla digestione</i>	3 019	2 967	1 486	
<i>Rapporto SSV/S</i>	56,1	56,1	56,1	
<i>Produzione specifica di fango digerito</i>	46,5	45,7	46,5	
<i>Concentrazione SS nel digestore primario</i>	1,92	1,92	1,92	
<i>Concentrazione di SS ammessa in uscita dal digestore 2°</i>	4	4	4	
<i>Volume fanghi estratto dal digestore 2°</i>	82	80	40	

Disidratazione meccanica

	Inverno 64.912 AE (T=15°C)	Estate 64.912 AE (T=20°C)	Inverno 32.456 AE <i>Ipotesi 1</i> (T=15°C)	
<i>Tempo di esercizio</i>	6	6	6	
<i>Portata di fanghi</i>	453	445	223	
<i>Dosaggio polielettrolita</i>	0,0050	0,0050	0,0050	
<i>Portata polielettrolita</i>	1,0	1,0	1,0	
<i>Conc. Soluzione polielettrolita</i>	2,5	2,5	2,5	
<i>Portata soluzione</i>	9,5	9,5	9,5	
<i>Rendimento di cattura dei solidi</i>	95,0	95,0	95,0	
<i>Fanghi uscenti</i>	3.019	2.967	1.486	
<i>% in secco</i>	20	20	20	
<i>Portata di fango uscente</i>	11	11	6	
<i>Portata di centrato</i>	442	434	217	

