



SAL - SOCIETA' ACQUA LODIGIANA S.R.L.
26900 - Lodi - Via dell'Artigianato 1/3 - Loc. San Grato

**LAVORI DI AMPLIAMENTO E
ADEGUAMENTO DELL'IMPIANTO
DI DEPURAZIONE IN COMUNE
DI CASTIGLIONE D'ADDA (LO)**

PROGETTO DEFINITIVO

R04 – RELAZIONE DI PROCESSO

PROGETTISTA:
DOTT. ING. **FULVIO BERNABEI**

GRUPPO DI LAVORO:
DOTT. ING. **LAURA GRILLI**
DOTT. ING. **GIANLUIGI SEVINI**



DIZETA INGEGNERIA S.r.l.

Via Bassini, 19 – 20133 MILANO Tel. 02-70600125
server@dizetaingegneria.it Fax 02-70600014

DIRETTORE TECNICO:
dott. ing. **FULVIO BERNABEI**

DATA **OTTOBRE 2017**

COMMESSA N° 2017/007	REDATTO
CODICE COMMESSA ESSALCASTIGLIONE	CONTROLLATO
NOME FILE	APPROVATO

Mod. 7.3 G – Rev. 01	REV.	DATA	DESCRIZIONE MODIFICA	REDATTO	CONTR.	APPR.

INDICE

1	Premesse	3
2	Portate e carichi di progetto	6
2.1	Dotazioni idriche e carichi inquinanti pro capite	7
2.2	Portate parassite convogliate nella rete fognaria di Bertonico	7
2.3	Portate parassite convogliate nella rete fognaria di Castiglione d'Adda	11
2.4	Dati assunti per il dimensionamento dell'impianto	12
3	Descrizione dell'impianto esistente	14
3.1	Linea acque	14
3.2	Linea fanghi	15
4	Criteri generali della progettazione	16
4.1	Approccio concettuale e criteri generali di progettazione	16
4.2	Schema di processo della soluzione progettuale proposta	16
4.2.1	Linea acque	16
4.2.2	Linea fanghi	17
5	Linea acque	18
5.1	Alimentazione dell'impianto	18
5.2	Grigliatura fine	18
5.2.1	Dotazioni impiantistiche	18
5.2.2	Dimensionamento/verifica	19
5.3	Sollevamento iniziale	20
5.3.1	Dotazioni impiantistiche	20
5.4	Dissabbiatura	21
5.4.1	Dotazioni impiantistiche	21
5.4.2	Dimensionamento	22
5.5	Reattori biologici	22
5.5.1	Denitrificazione	23
5.5.2	Nitrificazione	25
5.5.3	Fabbisogno di ossigeno	26
5.5.4	Ricircolo fanghi e nitrati	29
5.5.5	Dotazioni impiantistiche reattore biologico	31
5.6	Sedimentazione finale	31
5.6.1	Dimensionamento/verifica	32
5.6.2	Dotazioni impiantistiche	33

5.7	Filtrazione	33
5.8	Disinfezione a raggi UV	34
5.8.1	Dotazioni impiantistiche	34
6	Linea fanghi	35
6.1	Produzione fango di supero	35
6.2	Preispezzimento dinamico	36
6.2.1	Dimensionamento	37
6.2.2	Dotazioni impiantistiche	38
6.3	Stabilizzazione aerobica dei fanghi	38
6.3.1	Determinazione fabbisogno aria	39
6.3.2	Dotazioni impiantistiche	40
6.4	Disidratazione meccanica	40
6.4.1	Dotazioni impiantistiche	41

1 Premesse

La presente relazione riassume le attività di verifica e dimensionamento dei processi di trattamento svolte nell'ambito del progetto definitivo dei "lavori di ampliamento e adeguamento dell'impianto di depurazione di Castiglione d'Adda (LO)".

Il progetto di cui trattasi, che trae origine dal progetto di fattibilità tecnico economica redatto nell'ottobre del 2016, ha come oggetto l'adeguamento ed il potenziamento dell'esistente impianto di depurazione che, da una potenzialità attuale pari a 5.000 AE, passerà, con la realizzazione delle opere in progetto, alla potenzialità complessiva di 9.200 AE, collettando anche i reflui del comune di Bertonico, oggi trattati dall'impianto comunale.

La necessità di tale potenziamento prende spunto dalle previsioni del Piano degli Interventi dell'Autorità d'Ambito della Provincia di Lodi, che a seguito della ricognizione delle infrastrutture e della comparazione tra i carichi generati dagli agglomerati e la potenzialità degli impianti esistenti, ha previsto un adeguamento della Capacità Organica di Progetto (COP) degli impianti dei comuni di Castiglione d'Adda e di Bertonico, già a partire dall'anno 2010.

Nel dettaglio, l'incremento previsto dal Piano è ben riassunto nella tabella che segue.

Abitato	Abitanti civili	Abitanti industriali	Abitanti totali
<u>Bertonico</u>			
Attuali	1.180 A.E.	70 A.E.	
Futuri	370 A.E.	580 A.E.	
Totale abitato	1.550 A.E.	650 A.E.	2.200 A.E.
<u>Castiglione d'Adda</u>			
Attuali	4.800 A.E.	310 A.E.	
Futuri	1.780 A.E.	110 A.E.	
Totale abitato	6.580 A.E.	420 A.E.	7.000 A.E.
Complessivo	8.130 A.E.	1.070 A.E.	9.200 A.E.

Tabella 1 –Popolazione equivalente afferente al nuovo impianto di Castiglione d'Adda

Assunta dunque tale potenzialità come obiettivo primario nel dimensionamento dell'impianto, l'opera è stata, inoltre, configurata avendo riguardo per altri due aspetti peculiari: l'incidenza delle acque parassite nella valutazione delle portate in arrivo al trattamento, l'opportunità di una ulteriore

riduzione delle concentrazioni di inquinanti allo scarico, rispetto ai limiti previsti dalla vigente normativa.

Per quanto riguarda il primo aspetto citato, sulla base dei valori osservati per le portate afferenti agli attuali punti di consegna, è risultato evidente, per entrambi gli impianti sopra citati, che le portate che giungeranno al trattamento saranno caratterizzate da un consistente apporto di acque parassite, in grado di determinare un carico idraulico in tempo secco all'incirca doppio rispetto a quello normalmente prevedibile.

Per quanto riguarda poi il secondo aspetto, dal punto di vista normativo, l'impianto in progetto ricade nella fascia degli impianti con potenzialità compresa tra 2000 e 10000 AE; per tale motivo i valori limite di emissione a cui dovrebbe sottostare sono quelli riportati nella tabella 1 dell'allegato 5 parte III del D. Lgs. 152/2006 e dalla tabella 5 dell'allegato B al Regolamento Regionale 24 marzo 2006 n. 3 (limiti per BOD, COD, SS). In particolare, per quanto concerne i nutrienti (azoto e fosforo), anche grazie alla notevole diluizione dei reflui in ingresso dovuta alla presenza di acque parassite, l'impianto risulterebbe a norma, anche in assenza di trattamenti specifici per l'abbattimento di tali inquinanti.

Pur potendo dunque trascurare tali aspetti nella previsione progettuale, alcune ragionevoli considerazioni, sia tecniche che economiche, hanno fatto, viceversa, ritenere opportuno ipotizzare la realizzazione di un impianto con una maggiore capacità di trattamento ed, in particolare, in grado di rispettare i limiti normativi allo scarico previsti dalla tabella 2 dell'allegato 5 parte III del D. Lgs. 152/2006 e dalla tabella 5 dell'allegato B al Regolamento Regionale 24 marzo 2006 n. 3 (limiti per BOD, COD, SS Fosforo totale e Azoto totale, imposti alle strutture che trattano carichi superiori a 10000 AE; e recapitanti all'interno del territorio drenante alle aree "sensibili" del delta del Po e dell'Adriatico).

La tabella seguente riassume le concentrazioni previste nelle sopra citate normative.

Parametro	U.M.	Valore
COD	[mgCOD/l]	125
BOD5	[mgBOD5/l]	25
SST	[mgSST/l]	35
Azoto totale	[mgN/l]	15
Fosforo totale	[mgP/l]	2

Tabella 2 –limiti allo scarico previsti per il nuovo impianto di Castiglione d'Adda

Le considerazioni cui si è fatto cenno possono così compendiarsi:

- L'adeguamento dell'impianto di Castiglione d'Adda alla potenzialità di 9200 A.E. implica la necessità di procedere ad un massiccio intervento di ampliamento e ristrutturazione della configurazione esistente, che interesserà sostanzialmente tutti i comparti dell'impianto stesso;

inoltre, la potenzialità di 9200 A.E. è molto vicina al limite (10000 A.E.) stabilito dalla normativa per imporre il rispetto di limiti più restrittivi per gli scarichi, con riferimento particolare al tenore dell'azoto; conseguentemente, qualora nei prossimi anni si manifestasse l'esigenza di incrementare i carichi afferenti all'impianto, le nuove modifiche da apportare riguarderebbero necessariamente l'introduzione di tale trattamento e risulterebbero di entità certamente non trascurabile.

- La realizzazione delle fasi di trattamento necessarie per l'abbattimento del tenore di azoto nelle acque scaricate rappresenta, indipendentemente dalle prescrizioni di legge, un significativo elemento di salvaguardia dell'ambiente naturale, maggiormente giustificato dalla presenza della sopra citata area di salvaguardia del Parco Regionale Adda Sud;
- La predisposizione di una specifica fase di trattamento per l'abbattimento del tenore di azoto incide in modo modesto sull'importo dell'investimento globale e – visti anche gli elevati livelli di diluizione delle portate in ingresso – inciderà in modo ancor meno evidente sugli oneri di gestione complessivi.

La progettazione dell'intervento di cui all'oggetto si è dunque sviluppata in linea con i criteri e le considerazioni sopra esposte; in particolare, nel seguito della presente relazione specialistica vengono riportati nel dettaglio i criteri e le formulazioni adottate per il dimensionamento e le verifiche di processo delle varie sezioni di trattamento.

2 Portate e carichi di progetto

Come detto nelle premesse, a seguito del presente progetto, all'impianto potenziato perverranno, oltre ai reflui dell'abitato di Castiglione d'Adda, anche le portate fognarie attualmente afferenti all'impianto comunale di Bertonico. Tali apporti hanno origine come somma dei contributi legati agli usi civili ed industriali della risorsa idrica, nonché ad una componente non trascurabile di acque parassite (generalmente costituite da acque della prima falda freatica), che vengono ad infiltrarsi nelle reti fognarie di tipo misto, che costituiscono il sistema di raccolta attuale dei due abitati.

Il fenomeno, dovuto principalmente ad una non efficiente costruzione dell'infrastruttura, è in genere localizzato in forma diffusa nella rete, anche se alcuni punti critici sono noti all'Ente Gestore.

In un'ottica di medio periodo è difficile dunque ritenere che tale contributo parassita possa essere integralmente eliminato, mentre si può ritenere ragionevole che la realizzazione di futuri nuovi tratti di rete fognaria avvenga con modalità tali da non produrre un siffatto fenomeno.

Inoltre, in una tale condizione di lavoro delle reti fognarie, risulta del tutto impossibile effettuare una ragionevole stima diretta di quelli che potrebbero essere gli apporti idrici e i carichi inquinanti prodotti attualmente dalla popolazione complessiva equivalente di ciascuno dei due abitati.

In conseguenza a ciò, la valutazione delle portate da assumere per il dimensionamento dell'impianto in progetto è stata condotta sulla base dei due seguenti criteri:

1. dotazioni e carichi inquinanti (sia civili, che industriali) assunti pari agli standard previsti dal vigente Piano dell'Autorità d'Ambito;
2. entità delle massime portate parassite assunta pari al 90% del valore massimo odierno, stimato sulla base delle osservazioni presso gli attuali impianti di trattamento.

2.1 Dotazioni idriche e carichi inquinanti pro capite

Sulla base delle indicazioni del Piano d'Ambito le dotazioni ed i carichi inquinanti, per abitante equivalente, sono stati così individuati:

	U.M.	Valore lordo	Coefficiente di afflusso	Valore netto
<u>Dotazioni idriche</u>				
Reflui civili i	l/ab x d	280.	0.8	224
Reflui industriali	l/ab x d	200.	1	200
Tempo di pioggia	l/ab x d	750	1	750
<u>Carichi inquinanti</u>				
BOD ₅	gr/ab x d	60.	1	60
Solidi sospesi totali	gr/ab x d	90	1	90
Solidi volatili totali	gr/ab x d	60	1	60
COD	gr/ab x d	120	1	120
Azoto	gr/ab x d	12	1	12
Fosforo	gr/ab x d	2	1	2

Tabella 3 –dotazioni e carichi inquinanti assunti per il dimensionamento del nuovo impianto di Castiglione d'Adda

2.2 Portate parassite convogliate nella rete fognaria di Bertonico

L'entità degli apporti impropri presenti nella rete fognaria di Bertonico è stata determinata a partire dall'analisi delle letture mensili effettuate, nel periodo 2000-2011, presso il totalizzatore installato all'impianto di depurazione: rielaborando i suddetti dati, infatti, sono stati ricavati **i valori delle portate medie mensili** trattate durante quel decennio.

A partire poi da tale statistica, per ogni mese del periodo di osservazione, è stato stimato il valore del contributo parassita, calcolato come differenza tra la portata misurata in quel mese ed il corrispondente contributo prodotto dalla popolazione esistente e calcolato sulla base dei parametri riportati nella precedente Tabella 3.

I valori delle letture e la stima delle corrispondenti portate medie mensili sono riassunti nella Tabella che segue.

Data	Letture totalizzatore portata (m³)	Volume trattato nel periodo (m³)	Portata media mensile (m³/d)
16/05/2000	105.745	6.523	466
03/07/2000	129.373	23.628	492
31/07/2000	165.521	36.148	1.291
28/08/2000	197.603	32.082	1.146
29/09/2000	231.381	33.778	1.056
30/10/2000	269.990	38.609	1.245
01/12/2000	297.996	28.006	875
29/12/2000	318.031	20.035	716
31/01/2001	335.902	17.871	542
26/02/2001	371.386	35.484	1.365
02/04/2001	409.519	38.133	1.090
02/05/2001	444.576	35.057	1.169
01/06/2001	474.193	29.617	987
01/09/2003	33.676	11.449	358
29/09/2003	53.507	19.831	708
31/10/2003	70.104	16.597	519
28/11/2003	88.165	18.061	645
29/12/2003	112.276	24.111	778
02/02/2004	139.081	26.805	766
01/03/2004	156.605	17.524	626
02/04/2004	177.530	20.925	654
30/04/2004	194.103	16.573	592
31/05/2004	200.221	6.118	197
01/07/2004	214.022	13.801	445
01/10/2004	229.700	12.076	377
02/11/2004	251.205	21.505	672
30/11/2004	274.272	23.067	824
04/01/2005	300.010	25.738	735
31/01/2005	321 391	21 381	792
28/02/2005	337 233	15 842	566
04/04/2005	355 835	18 602	531
09/05/2005	380 116	24 281	694
01/06/2005	388 984	8 868	386
01/07/2005	402 436	13 452	448
25/07/2005	409 434	6 998	292
02/09/2005	431 167	21 733	557
30/09/2005	439 036	7 869	281
02/11/2005	459 965	20 929	634
01/12/2005	481 584	21 619	745
02/01/2006	491 791	10 207	319
30/01/2006	515 032	23 241	830
03/03/2006	546 744	31 712	991
31/03/2006	569 303	22 559	806
29/04/2006	584 867	15 564	537
01/06/2006	606 877	22 010	667

Data	Letture totalizzatore portata (m³)	Volume trattato nel periodo (m³)	Portata media mensile (m³/d)
30/06/2006	627 823	20 946	722
31/07/2006	650 221	22 398	723
31/08/2006	672 511	22 290	719
02/10/2006	690 111	17 600	550
01/12/2006	677 931	18 407	594
02/01/2007	697 631	19 700	616
30/01/2007	713 903	16 272	581
01/03/2007	730 793	16 890	563
30/03/2007	740 349	9 556	330
30/04/2007	756 135	15 786	509
04/06/2007	773 222	17 087	488
29/06/2007	789 951	16 729	669
03/09/2007	776 583	24 061	687
31/10/2007	803 256	26 673	460
30/11/2007	821 979	18 723	624
04/01/2008	842 209	20 230	578
28/01/2008	853 494	11 285	470
03/03/2008	867 858	14 364	410
31/03/2008	886 485	18 627	665
02/05/2008	900 089	13 604	425
03/06/2008	916 044	15 955	499
27/06/2008	934 447	18 403	767
01/08/2008	951 228	16 781	479
29/08/2008	964 842	13 614	486
03/10/2008	982 771	17 929	512
31/10/2008	994 648	11 877	424
01/12/2008	1 007 985	13 337	430
01/01/2009	1 016 597	8 612	278
30/01/2009	1 027 082	10 485	362
27/02/2009	1 037 380	10 298	368
30/03/2009	1 045 379	7 999	258
30/04/2009	1 063 938	18 559	599
29/05/2009	1 078 348	14 410	497
03/07/2009	1 093 521	15 173	434
31/07/2009	1 109 585	16 064	574
31/08/2009	1 137 533	27 948	902
05/10/2009	1 141 990	4 457	127
02/11/2009	1 152 592	10 602	379
01/12/2009	1 189 107	36 515	1259
30/12/2009	1 195 402	6 295	217
01/02/2010	1 205 467	10 065	305
01/03/2010	1 215 239	9 772	349
01/04/2010	1 226 426	11 187	361
30/04/2010	1 236 192	9 766	337
31/05/2010	1 249 882	13 690	442

Data	Letture totalizzatore portata (m ³)	Volume trattato nel periodo (m ³)	Portata media mensile (m ³ /d)
30/06/2010	1 271 516	21 634	721
02/08/2010	1 281 314	9 798	297
27/08/2010	1 297 700	16 386	655
01/10/2010	1 310 958	13 258	379
03/11/2010	1 326 270	15 312	464
30/11/2010	1 338 186	11 916	441
01/01/2011	1 349 207	11 021	344
31/01/2011	1 360 325	11 118	371
25/02/2011	1 366 431	6 106	244
27/03/2011	1 374 075	7 644	255
02/05/2011	1 394 411	20 336	565
30/05/2011	1 413 088	18 677	667
30/06/2011	1 432 940	19 852	640
01/08/2011	1 447 669	14 729	460
31/08/2011	1 460 503	12 834	428
30/09/2011	1 473 700	13 197	440
02/11/2011	1 488 556	14 856	450

Tabella 4 – Dati registrati in ingresso all'impianto di Bertonico nel decennio 2001-2011

Nella successiva figura sono poi riportati i valori, espressi in termini di frequenza cumulata, delle portate parassite stimate con il metodo sopra descritti.

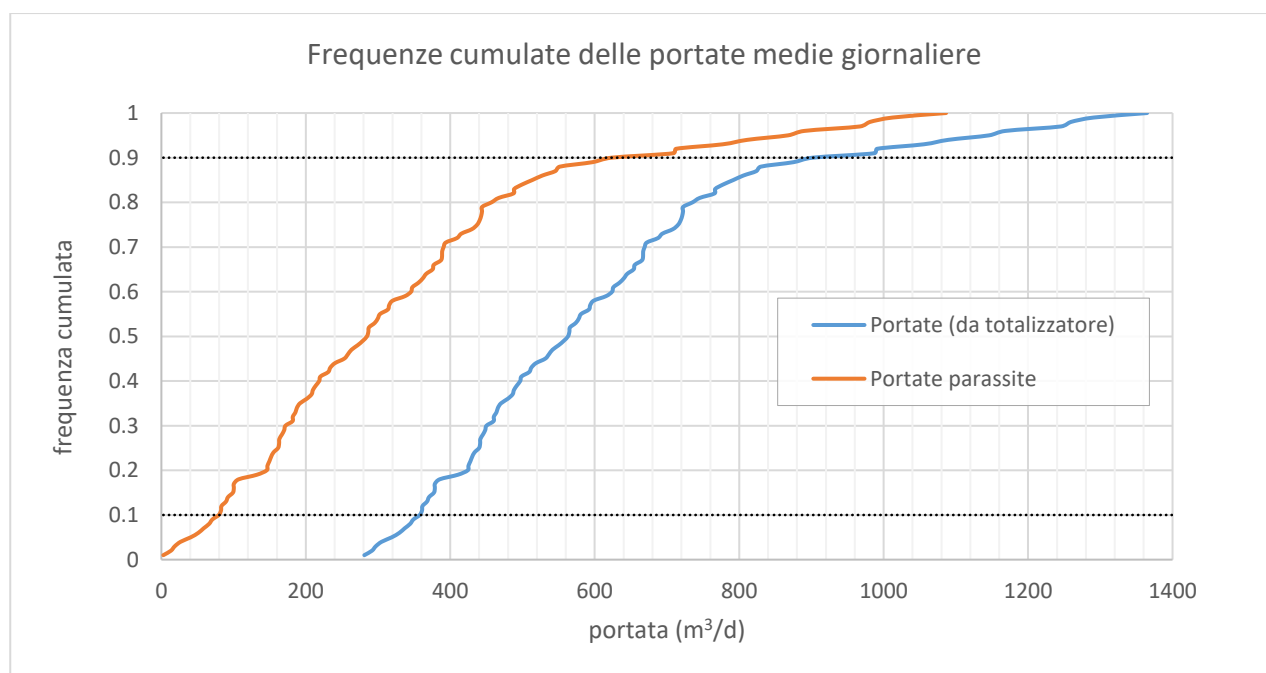


Figura 1 Frequenze cumulate delle portate medie mensili trattate dall'impianto e delle portate parassite medie giornaliere.

Dall'analisi del grafico precedente è possibile notare in primo luogo come l'andamento delle portate parassite è soggetto a frequenti variazioni nel tempo, probabilmente a causa di fattori sia naturali che antropici, quali, esempio, la fluttuazione dei livelli di falda, l'andamento della stagione irrigua e delle condizioni climatiche. Infine, sempre tramite il suddetto grafico, è stato possibile definire i valori caratteristici della portata parassita presente nella rete fognaria dell'abitato di Bertonico, che possono essere così inquadrati:

- Portata minima, corrispondente alla frequenza di non superamento del 10%: 75 m³/d;
- Portata media, corrispondente alla frequenza di non superamento del 50%: 285 m³/d;
- Portata massima, corrispondente alla frequenza di non superamento del 90%: 623 m³/d.

2.3 Portate parassite convogliate nella rete fognaria di Castiglione d'Adda

Per quanto riguarda la valutazione delle portate parassite afferenti al depuratore di Castiglione d'Adda, non è stato possibile effettuare una valutazione analoga, per assenza di misure coerenti durante un periodo sufficientemente lungo.

Dalle informazioni disponibili è stato solo possibile accertare che, in tempo secco, la portata media giornaliera sollevata all'impianto risulta generalmente stimabile nell'ordine dei 1.400 m³/d (una pompa da 60 m³/h, funzionante in modo pressoché continuo), con punte di circa 1800 m³/d (ulteriore pompa da 60 m³/h funzionante in modo discontinuo).

Poiché, viceversa, la portata media giornaliera dovuta ai soli apporti urbani dovrebbe aggirarsi attualmente intorno ai 1150 m³/d, l'entità dell'apporto parassita nella rete fognaria dell'abitato di Castiglione d'Adda può ragionevolmente valutarsi nel modo sotto riportato

- Portata media, corrispondente alla frequenza di non superamento del 50%: 250 m³/d;
- Portata massima, corrispondente alla frequenza di non superamento del 90%: 650 m³/d.

2.4 Dati assunti per il dimensionamento dell'impianto

Le portate idrauliche ed i carichi inquinanti, utilizzati per il dimensionamento del nuovo impianto e determinati sulla base delle considerazioni sopra esposte, sono riportati nelle due tabelle che seguono.

	U.M.	Valore
<u>Popolazione</u>		
Abitanti civili	A.E.	8.130
Abitanti equivalenti industriali	A.E	1.070
<u>Dotazioni idriche in fognatura</u>		
Reflui civili i	l/ab x d	224
Reflui industriali	l/ab x d	200
Tempo di pioggia	l/ab x d	750
<u>Portata parassita (q_{par})</u>		
Di calcolo	m ³ /h	52.0
<u>Portata nera media (q_{24})</u>		
Reflui civili	m ³ /h	75.9
Reflui industriali	m ³ /h	8.9
Totale (con portata parassita)	m ³ /h	136.8
<u>Portata nera di punta (q_p)</u>		
Reflui civili	m ³ /h	151.8
Reflui industriali	m ³ /h	17.8
Totale (con portata parassita)	m ³ /h	221.6
<u>Portata tempo di pioggia (q_{max})</u>		
Totale	m ³ /h	288.0

Tabella 5 – Portate idrauliche di dimensionamento impianto

	U.M.	Valore
<u>Popolazione</u>		
Abitanti civili	A.E.	8.130
Abitanti equivalenti industriali	A.E	1.070
<u>Carichi inquinanti pro capite</u>		
Solidi sospesi totali	[gr SST A.E./d]	90
BOD5	[gr BOD A.E/d]	60
COD	[gr COD A.E./d]	120
Azoto	[gr N/A.E. d]	12
Fosforo	[gr P/A.E. d]	2
<u>Carichi inquinanti medi giornalieri</u>		
Solidi sospesi totali	[kg SST/d]	828.0
BOD5	[kg BOD/d]	552.0
COD	[kg COD/d]	1104.0
Azoto	[kg N/d]	110.4
Fosforo	[kg P/d]	18.4
<u>Concentrazioni medie giornaliere (q₂₄)</u>		
Solidi sospesi totali	[mg SST/l]	252
BOD5	[mg BOD/l]	168
COD	[mg COD/l]	336
Azoto	[mg N/l]	34
Fosforo	[mg P/l]	6

Tabella 6 – Carichi inquinanti di dimensionamento

3 Descrizione dell'impianto esistente

Si riporta nel seguito la descrizione delle principali sezioni di trattamento dell'impianto di depurazione di Castiglione d'Adda esistente, ciò anche al fine di rendere più agevole ed immediata la comprensione dei nuovi interventi previsti nell'ambito del presente progetto.

Nel dettaglio, l'impianto nella sua configurazione attuale è composto come descritto nel seguito.

3.1 Linea acque

Allo stato attuale esistono due condotte in ingresso all'impianto.

La prima è costituita da una tubazione in CA DN 800, che entra nel manufatto di sfioro delle acque in eccesso rispetto a quelle da inviare al trattamento; da tale manufatto escono due condotte:

- una tubazione in PVC DN 315 di collegamento con i trattamenti primari ed il sollevamento iniziale, con quota fondo posta a 50.18 m slm;
- una tubazione di troppo pieno in acciaio DN 700, con quota fondo posta a quota 50.86 m slm.

La seconda tubazione in ingresso è costituita da una condotta in PVC DN 50, che entra in un impianto di sollevamento: la tubazione di mandata è collegata alla sezione di dissabbiatura ed è in PVC DN 110.

Il sistema è attualmente configurato su una linea di trattamenti primari (grigliatura grossolana, grigliatura fine e dissabbiatura), che confluisce all'interno di un bacino aerato e alla successiva sedimentazione su due vasche circolari.

Procedendo in sequenza dall'arrivo liquami, si ha:

- **Grigliatura fine**, realizzata mediante una griglia ad arco automatica, con luce di passaggio di 20 mm, larghezza del canale 600. La sezione è dotata di by-pass mediante un canale da 400 mm di larghezza.
- **Sollevamento iniziale**: a valle della sezione di grigliatura è presente una stazione di sollevamento costituita da 3 pompe da 60 m³/h pilotate da interruttori ad assetto variabile;
- **Grigliatura grossolana**, attraverso una griglia sub-verticale fissa con luce di passaggio di 50 mm;
- **Dissabbiatura-dissolatura**, realizzata mediante un manufatto a pianta rettangolare di superficie pari a 6.4 m², altezza utile 3.5 m e volume utile pari a 22.4 m³, aerato con fondo a tronco di cono ed estrazione sabbia con sistema air-lift. L'aria viene fornita dagli stessi compressori a servizio del bacino biologico.

All'uscita del trattamento di dissabbiatura, il flusso idrico entra nella sezione biologica:

- **Reattore biologico a fanghi attivi**. Il trattamento biologico avviene in un'unica vasca di dimensioni pari a 8.3 m di larghezza per 13.2 m di lunghezza, con un'altezza utile pari a 4.0

m e volume di 440 m³. Il bacino aerato è attrezzato con una rete di piattelli a membrana, alimentati da 2+1R soffianti a lobi collocate in un apposito edificio con portata unitaria pari a 350 m³/h e prevalenza 4.5 m. In uscita dalla vasca sopra descritta, il liquame prosegue verso la sedimentazione secondaria.

- **Sedimentazione secondaria.** La sedimentazione secondaria è realizzata mediante due bacini a pianta circolare di diametro rispettivamente pari a 7.4 m ed a 9.0 m, con una superficie totale pari a 106 m² ed una volumetria totale pari a 344 m³. Entrambe le unità sono dotate di carroponete girevole con lama raschiate di fondo per la raccolta del fango sedimentato e di lama schiumatrice superficiale e dispositivo per la raccolta delle schiume. Il ricircolo dei fanghi nei reattori biologici avviene attraverso 2 tubazioni che confluiscono all'interno di un pozzetto realizzato in adiacenza alla vasca biologica. Da qui il fango viene reinviato in testa al bacino mediante 2 pompe.
- **Disinfezione.** Il flusso idrico in uscita dai sedimentatori secondari raggiunge un manufatto di dimensioni pari a 7.20 x2.30 m circa, un tempo destinato al contatto per il dosaggio di ipoclorito. In uscita dalla vasca di disinfezione è presente uno stramazzo, posto a quota 52.89 m slm: un misuratore di livello ad ultrasuoni consente di misurare la portata in uscita dall'impianto.
- **Filtrazione.** Il flusso idrico in uscita dalla vasca di disinfezione raggiunge la stazione di filtrazione, costituita da un microfiltro a dischi rotanti, idoneo per una portata di 300 m³/h.
- **Disinfezione a UV.** Il flusso idrico in uscita dalla filtrazione viene convogliato nella sezione di disinfezione a lampade UV, idonea per una portata di 150 m³/h. Da qui, con una tubazione in PVC DN 315 il flusso idrico raggiunge un pozzetto di ispezione e, quindi, recapita i reflui trattati nel ricettore, costituito dalla roggia Spagna. La quota fondo della tubazione allo scarico nel recapito finale è pari a 50.79 m slm.

3.2 Linea fanghi

La linea è destinata alla raccolta e al trattamento di tutti i fanghi prodotti dall'impianto ed è pertanto funzionalmente legata alla linea acque. I fanghi che vi trovano recapito sono i fanghi di supero attualmente estratti dalle due unità di sedimentazione secondaria. La linea fanghi si compone delle seguenti sezioni:

- **Digestione aerobica dei fanghi.** Essa avviene all'interno di un bacino di forma circolare con volume pari a 150 m³ aerato mediante 2 compressori a lobi con portata unitaria pari a 340 m³/h. All'esterno del medesimo bacino è presente un vaso a forma di corona circolare, entro cui si ottiene l'ispessimento dei fanghi che vengono estratti con una concentrazione media del 5%.
- **Letti di essiccamento.** L'impianto è dotato di letti di essiccamento, ormai in disuso, che coprono una superficie pari a circa 108 m².

4 Criteri generali della progettazione

4.1 Approccio concettuale e criteri generali di progettazione

I criteri generali in base ai quali è stato sviluppato il presente progetto di definitivo sono riportati nel seguito:

- mantenimento della tipologia di processo a fanghi attivi, che già oggi caratterizza l'impianto esistente, secondo uno schema impiantistico tradizionale, affidabile e ben conosciuto dal gestore;
- minimizzazione, durante la fase di costruzione delle opere di adeguamento, dei tempi di fermo impianto e/o della necessità di temporanea riduzione dell'attuale potenzialità di trattamento;
- suddivisione del processo biologico su due linee distinte ed indipendenti;
- minimizzazione generale dei consumi energetici;
- utilizzo delle massime potenzialità offerte dalle esistenti strutture e dalle apparecchiature elettromeccaniche già presenti sull'impianto.

Per il dimensionamento dei diversi comparti si è fatto riferimento alle formule comunemente in uso per questo tipo di impianto, applicate con i dovuti margini prudenziali tenuto conto della possibile variabilità dei parametri in ingresso.

4.2 Schema di processo della soluzione progettuale proposta

In base ai criteri sopra esposti la soluzione ottimale adottata per il trattamento dei reflui afferenti all'impianto di Castiglione d'Adda è così sintetizzabile:

4.2.1 Linea acque

Il trattamento dei liquami avverrà, come sopra detto, mediante due linee di processo similari ed indipendenti.

Ciascuna delle due linee sarà a sua volta caratterizzata da una vasca di pre-denitrificazione, seguita da una vasca di aerazione (suddivisa in due bacini in serie) per lo sviluppo della fase aerobica di nitrificazione del processo; le linee biologiche si concluderanno su due bacini di sedimentazione finale, di nuova realizzazione e del diametro di 15 m.

Il volume di denitrificazione (pari ad un terzo del volume complessivo del reattore biologico) verrà compartimentato attraverso la costruzione di un setto centrale con luce di fondo e ciglio subacqueo al fine di evitare fastidiosi accumuli di schiume superficiali in vasca.

Le portate sia del liquame entrante che dei ricircoli (fanghi e nitrati) verranno suddivise equamente sulle due linee grazie ad un pozzo centrale all'ingresso del reattore, nel quale i diversi flussi verranno

prima miscelati tra loro e poi pariteticamente suddivisi verso le linee attraverso due soglie simmetriche.

Nel dettaglio, la **filiera depurativa** prevede che le portate in arrivo vengano trattate mediante una fase di grigliatura fine realizzata con filtro-coclee, seguita da un sollevamento tramite pompe sommerse e da una fase di dissabbiatura realizzata all'interno di un bacino aerato (dissabbiatore tipo "pista").

In uscita dai trattamenti primari, i liquami entreranno nei bacini di predenitrificazione e da questi confluiranno nelle successive vasche di nitrificazione/ossidazione, dimensionate per trattare ciascuna il 50% della portata complessivamente adottata all'impianto.

I flussi di liquame chiarificato in uscita dai due sedimentatori secondari verranno poi convogliati ad una sezione di filtrazione con microfiltro a dischi rotanti, convergeranno quindi alla fase di disinfezione a raggi U.V., di nuova realizzazione e di qui allo scarico.

Per garantire la massima flessibilità di gestione dell'impianto, le fasi di pretrattamento saranno configurate in modo da consentire la miscelazione dei flussi a valle di ciascuna sezione; in tal modo sarà possibile mettere fuori esercizio una linea (ad es. una delle griglie fini) alimentando l'intera portata sulla linea in funzione e ridistribuendo il flusso su entrambe le linee a valle (ad es. dissabbiatori).

Analogamente sarà possibile miscelare i flussi a valle dei comparti aerati per ridistribuirli su uno o su entrambi i sedimentatori finali semplicemente operando su paratoie a stramazzo site in un apposito pozzo di uscita del reattore, all'interno del quale sarà localizzata anche la presa del ricircolo dei nitrati (o mixed liquor).

Per la fornitura di ossigeno al processo si è prevista l'installazione di 2+1R soffianti che verranno collocate all'interno di un nuovo edificio destinato ad ospitare oltre ai quadri elettrici di potenza e comando dell'intero impianto, anche una quarta soffiante a servizio della fase di dissabbiatura.

Come già anticipato, la nuova progettazione dell'opera ha tenuto in considerazione la necessità di garantire l'esercizio dell'impianto durante tutte le fasi di realizzazione dell'impianto, riducendo al minimo le necessità di riduzione temporanea della potenzialità depurativa o di fermo totale dell'impianto stesso. Tutti i manufatti in progetto (pretrattamenti, vasche di nitrificazione, sedimentatori e locale soffianti, sezione fanghi) potranno, infatti, essere realizzati mantenendo in esercizio l'intero impianto esistente. Una volta completati ed avviati, si procederà alla dismissione delle strutture non più utilizzate.

4.2.2 Linea fanghi

Per quanto concerne la linea fanghi, questa verrà integrata da una sezione di pre-ispessimento del fango estratto dai sedimentatori, realizzata tramite un addensatore di tipo dinamico; successivamente i fanghi verranno pompate all'esistente bacino di digestione aerobica e, una volta digeriti, inviati alla nuova sezione di disidratazione meccanica.

5 Linea acque

5.1 Alimentazione dell'impianto

I reflui fognari dell'abitato di Castiglione d'Adda continueranno ad essere convogliati nella vasca che oggi ospita la grigliatura ed il sollevamento iniziale, la quale verrà ristrutturata con la dismissione di tutte le apparecchiature elettromeccaniche presenti; una apposita tubazione in PEAD DN 400 PN6 consentirà poi di convogliare i liquami alla nuova sezione di grigliatura fine.

Sulla condotta verrà installato **un misuratore di portata elettromagnetico DN 400**, per determinare l'entità degli afflussi in ingresso all'impianto di competenza del comune di Castiglione d'Adda

Oltre a questa alimentazione, nella nuova sezione di grigliatura si aggiungerà il collettore proveniente dal depuratore di Bertonico (PEAD DN 200 PN 6); anche su questa condotta verrà installato **un misuratore di portata elettromagnetico DN 200**, per determinare analogamente l'entità delle portate defluenti dal comune di Castiglione d'Adda.

5.2 Grigliatura fine

La sezione di grigliatura fine sarà localizzata in manufatto in c.a. e sarà preceduta da un pozzetto di testa di dimensioni in pianta 1.92x1.20 m e di altezza pari a 1.90 m, da cui partiranno tre canali paralleli, due destinati ad ospitare **filtro-coclee (dotate di modulo compattatore)** e uno con funzione di **by-pass** (quest'ultimo chiuso con panconi removibili manualmente). Le dimensioni in pianta dei canali saranno pari a 0.44x6.00 m, con altezza pari a 1.40 m (vedi tav. M01).

Il manufatto in c.a. risulterà totalmente interrato: la quota fondo del pozzetto di testa sarà pari a 49.50 m slm, mentre i canali avranno il fondo a 50.00 m slm. La sommità del manufatto sarà posta a 51.40 m slm, pari alla quota del piano campagna.

Le due filtro-coclee avranno un **vaglio forato di diametro pari a 400 mm** (tondi di diametro **5 mm**). Nel pozzetto di testa verranno convogliati sia i liquami di Castiglione d'Adda, che i reflui di Bertonico. Il materiale grigliato e compattato verrà raccolto all'interno di un apposito cassetto posto al di sotto del compattatore.

5.2.1 Dotazioni impiantistiche

N° 2 Filtro-coclea da canale con modulo di compattazione, aventi le seguenti caratteristiche:

- Portata nominale in acqua pulita: 85 l/s;
- Materiale carpenteria e vaglio: AISI 304 L;
- Materiale spira: AISI 304;
- Diametro tubo di trasporto (esterno) -219 mm;
- Diametro del vaglio: 400 mm;
- Lunghezza carico scarico: 5000 mm;

- Tipologia vaglio: 5 mm fori tondi;
- Portata acqua tecnica totale: 2,5 l/s a 2,5 bar (5 max);
- Inclinazione: 35°;
- Compattazione solidi (riduzione in volume): 30 – 40 %;
- Livello massimo di acqua nel canale: 518 mm;
- Trasporto e sollevamento dei solidi: 0,18 dm³/s;

5.2.2 Dimensionamento/verifica

Considerando la larghezza del canale, la dimensione dei fori (5 mm) e un'altezza d'acqua pari a 42 cm, la velocità di passaggio attraverso la griglia risulta pari a $V = Q/A = 0.080 / (0.40 \times 0.73 \times 0.50) = 0.55$ m/s, inferiore ai limiti suggeriti per tale trattamento ($V_{max} = 0.8-1.2$ m/s).

Il materiale rimosso viene trasferito mediante coclea al compattatore e successivamente sversato in un apposito cassonetto di raccolta.

La potenzialità del sistema è stata concepita per consentire che ciascuna griglia sia in grado di trattare la massima portata di dimensionamento dell'impianto e che entrambe possano, in aggiunta, trattare, la portata destinata al futuro serbatoio di accumulo (da realizzarsi con altro appalto).

Per la stima della produzione di materiale grigliato si è fatto riferimento al grafico sottostante.

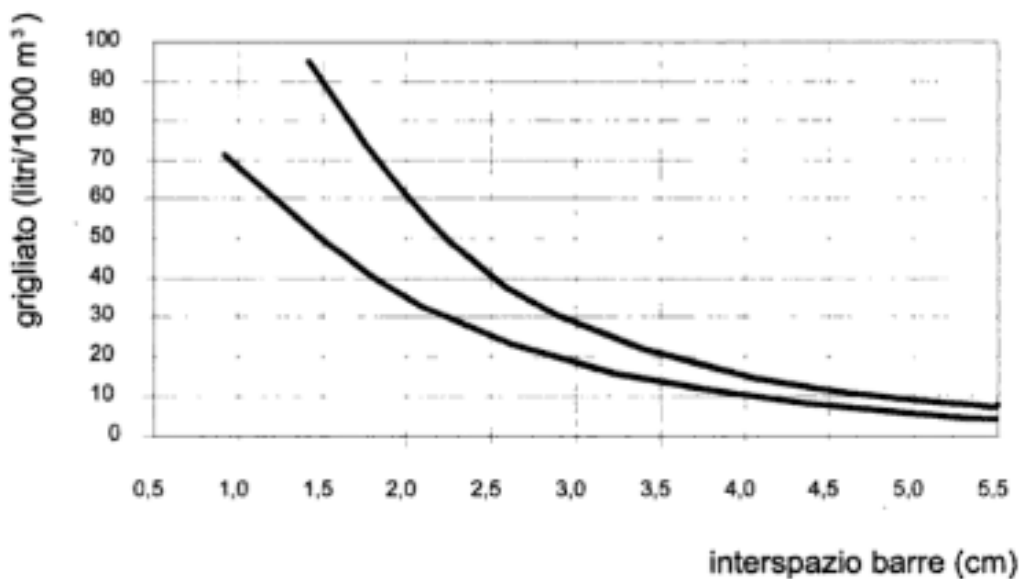


Figura 2 - Produzione grigliato in funzione della spaziatura della griglia

Considerando la portata media pari a 4230 m³/d ed un interspazio equivalente tra le barre pari a 1.5 cm, si è ottenuta una produzione di grigliato pari a circa 4230 m³/d (50 l/1000 m³) = 211 l/d. Si stima un peso specifico del grigliato pari a 800 kg/m³

5.3 Sollevamento iniziale

I reflui in uscita dalla grigliatura fine si immetteranno direttamente nella vasca in cui saranno alloggiate le pompe di sollevamento al biologico e, in futuro, le pompe che andranno ad alimentare la vasca di accumulo temporaneo (oggetto di altro appalto).

La vasca in c.a. avrà dimensioni in pianta pari a 4.00x5.70 m e altezza pari a 2.50 m; la quota di fondo sarà posizionata a 48.70 m slm, mentre la sommità del manufatto sarà posta a 51.40 m slm, pari alla quota del piano campagna (vedi tav. M01).

Nella stazione di sollevamento verranno installate quattro pompe, di cui una di riserva, ciascuna in grado di sollevare una portata di 100 m³/h con una prevalenza di 6.00 m, che convoglieranno i liquami da trattare nel canale di alimentazione della sezione di dissabbiatura. Per la gestione degli attacchi e stacchi delle pompe verrà installato un misuratore di livello di tipo piezoresistivo.

Le tubazioni di mandata delle pompe, avranno un diametro pari a 150 mm.

5.3.1 Dotazioni impiantistiche

N° 3 (+1R) Elettropompa sommergibile ad elevato rendimento, con motore elettrico IP68 in classe IE3 secondo IEC60034-30.

Caratteristiche tecniche

- Potenza assorbita dalla rete: kW 3,39;
- Potenza nominale resa all'albero kW 3;
- Modalità di avviamento tipo diretto;
- Numero di giri nominali giri min-1 1435;
- Grado di protezione IP 68;
- Esecuzione motore tipo antideflagrante secondo EEx dII BT4/ATEX II 2Gk;
- Isolamento statore Classe H (140°C);
- Sensori termici PTC nello statore per utilizzo con inverter;
- Girante monocanale, diametro esterno: mm 185; passaggio libero: mm 75;
- Aspirazione DN 100;
- Mandata DN 100 (flangiata UNI PN16);
- Portata al punto lavoro m³/h 100;
- Prevalenza al punto di lavoro 5.99;
- Potenza assorbita dalla rete P1 kW 2.87;
- Potenza nominale resa all'albero P2 kW 2.49;
- Rendimento idraulico % 66.48;
- Rendimento totale % 57.64;

5.4 Dissabbiatura

La sezione di dissabbiatura sarà costituita da una vasca in c.a. di forma cilindrica con diametro interno in sommità pari a 2 m, altezza netta pari a 2.90 m e fondo a forma di tronco di cono; il ciglio superiore del manufatto sarà posto a quota 55.30 m slm (vedi tav. M01).

All'interno della vasca verrà installato un **dissabbiatore dinamico tipo pista** per l'estrazione delle sabbie che si depositeranno sul fondo del manufatto, ottenuta immettendo aria nel tubo di adduzione che entrerà poi nel tubo di estrazione, creando un vuoto d'aria che provocherà la risalita della sabbia fino al classificatore. L'equipaggiamento del dissabbiatore sarà costituito da un agitatore a pale fissato al corpo centrale tubolare, il quale ruoterà attorno al tubo concentrico dell'air-lift. I tubi dell'aria e dell'acqua saranno incorporati nel corpo centrale e saranno parte integrante della fornitura fino alla sommità del dissabbiatore dove saranno già predisposti gli attacchi per i collegamenti rispettivamente al compressore ad alla rete idrica.

In prossimità della vasca di dissabbiatura verrà installato un **classificatore per sabbie**, costituito da una coclea inclinata con una grande tramoggia di carico, una spira senza albero interno alloggiata in un truogolo, una bocca di scarico per i solidi e una motorizzazione montata allo scarico. L'acqua da trattare passerà attraverso la bocca di carico del classificatore e verrà immessa nella tramoggia di decantazione dove avverrà la sedimentazione delle particelle. La bassa velocità di rotazione della coclea favorirà la sedimentazione e la successiva estrazione del materiale drenato dalla bocca di scarico superiore.

5.4.1 Dotazioni impiantistiche

N° 1 dissabbiatore dinamico per l'estrazione delle sabbie

Caratteristiche

- diametro: 2000 mm;
- altezza della parte cilindrica: 2900 mm,
- altezza acqua: 2500 mm;
- portata massima: 435 m³/h;
- idroestrattore (air-lift): DN 80;
- tubo ingresso aria: DN 40;
- Tubazione adduzione acqua: DN 40;
- Motore elettrico: Kw 0,75.

N°1 classificatore con separazione fino al 90% della sabbia avente granulometria maggiore o uguale a 200 µm e densità maggiore di 2,65 Kg/dm³.

Caratteristiche

- Portata materiale: 5 l/s (18 m³/h);
- Potenzialità estrazione sabbie: 0,22 m³/h;
- Materiale carpenteria e bulloneria: AISI 304 L;

- Materiale barre di strisciamento: AISI 304 L;
- Diametro dell'elica: 185 mm;
- Altezza di scarico: H= 1452 mm;
- Inclinazione: 30°;
- Volume tramoggia: 450 litri;
- Consumo d'aria: 4 Nm³/h a 0,5 bar;
- Velocità di rotazione elica: 5 rpm;
- Potenza installata: 0,55 kW;

5.4.2 Dimensionamento

Si è condotta una verifica sui tempi di detenzione che è consigliabile che non scendano al di sotto di prefissati valori.

Assumendo HRT tempo di ritenzione idraulica [min] = V / q

dove:

q = portata trattata [m³/h], in tempo secco e in tempo di pioggia.

V = volume totale [m³], pari a $\cong 8$ m³

Si è ottenuto:

Portata	"HRT" Tempo di permanenza idraulica [min]
portata media (137 m ³ /h)	3.5
portata max (288 m ³ /h)	1.7
valore di riferimento	>1.5÷3

Tabella 7 – Parametri funzionamento dissabbiatore

Il calcolo della quantità di sabbia prodotta è stato eseguito assumendo una produzione pari a 4 l di sabbia per AE all'anno.

$$V_{\text{sabbia}} = 4 \cdot 9200 = 36800 \text{ l/anno pari a circa } 100 \text{ l/d}$$

5.5 Reattori biologici

Nei paragrafi che seguono vengono illustrate le modalità di trattamento biologico dei liquami consistente, come si è detto, in un processo a fanghi attivi tradizionale dotato di una fase di pre-denitrificazione, nitrificazione con ossidazione delle sostanze carboniose e azotate e sedimentazione finale sviluppato su due linee indipendenti previste con funzionamento in parallelo.

5.5.1 Denitrificazione

Il trattamento di denitrificazione avverrà utilizzando la biomassa sospesa in bacini anossici, alimentati dal liquame in entrata e dalla portata di ricircolo e mantenuti in lenta agitazione a mezzo di appositi miscelatori sommersi.

Per la verifica del volume da assegnare alla fase di denitrificazione si opera considerando le condizioni critiche invernali; si è assunta una temperatura $T=12^{\circ}\text{C}$. I calcoli sono condotti su base giornaliera.

Il volume di denitrificazione V_{DN} , viene calcolato con la seguente formula risulta:

$$V_{DN} = \frac{N_{NO_3}}{(v_d)_T \cdot X}$$

N_{NO_3} : la quantità complessiva di nitrati da denitrificare;

x : la concentrazione di biomassa presente, assunta mediamente pari a 4.0 kg SS/m^3 ;

$(v_d)_T$: la velocità di denitrificazione alla generica temperatura T .

La quantità di nitrati da gassificare risulta dalla differenza:

$$N_{NO_3} = N_{IN} - N_{OUT} - N_{ASS}$$

con:

N_{IN} = azoto in ingresso alla fase biologica;

N_{OUT} = azoto in uscita;

N_{ASS} = azoto assimilato dalla biomassa come nutriente.

Per la valutazione di N_{IN} oltre al valore in ingresso all'impianto (110.4 kg/d) si è tenuto conto di una frazione di azoto che verrà alimentata attraverso le acque surnatanti nel processo di digestione del fango, provenienti dal processo di idrolisi. Tale frazione è stata stimata pari a 5 kg/d .

Per la valutazione di N_{OUT} si è assunto cautelativamente un valore pari a 12 mg/l (considerando che il limite normativo è pari a 15 mg/l).

Risulta

N_{IN} = azoto in ingresso alla fase biologica = 115 [kg/d] ;

N_{OUT} = azoto in uscita = 39.4 [kg/d] (corrispondenti a 12 mg/l);

N_{ASS} = azoto assimilato dalla biomassa come nutriente = 27.5 [kg/d] .

Risulta N_{NO_3} = nitrati da gassificare = 48.1 [kg/d]

La velocità di denitrificazione può essere calcolata con la seguente formula

$$(v_d)_T = (v_d)_{20} \cdot \frac{N - NO_3}{K_D + N - NO_3} \cdot \frac{BOD_5}{K_C + BOD_5} \cdot 1.12^{(T-20)}$$

dove:

$(v_d)_{20}$ = massima velocità di denitrificazione a 20°C, pari a 72 [grN/kgSS*d];

$N\text{-NO}_3$ = concentrazione azoto nitrico in ingresso [mg/l]

K_D = costante di semisaturazione per i nitrati = 0.1 [mgN/l]

BOD_5 = concentrazione di BOD_5 in ingresso

K_C = costante di semisaturazione per il substrato = 0.1 [mg BOD_5 /l]

T = temperatura di verifica = 12°C.

Risulta $(v_d)_{12}$ = 29 [grN/kgSS*d]

Il volume di denitrificazione necessario risulta conseguentemente pari a:

$$V_{DN} = 48.1/4/29*1000 = 414 \text{ m}^3$$

Nella valutazione del suddetto volume va peraltro considerato che in futuro è presumibile (oltre che auspicabile) che le reti di collettamento vengano ristrutturare riducendo conseguentemente l'entità delle portate parassite. Con la diminuzione dei volumi trattati si verificherà evidentemente una corrispondente riduzione dei quantitativi di azoto ammissibili allo scarico (a parità di concentrazione). Si è quindi proceduto ad una verifica della fase di denitrificazione nell'ipotesi che le portate parassite vengano ridotte del 50% rispetto all'attuale valore. In questo caso risulta:

N_{IN} = azoto in ingresso alla fase biologica = 115 [kg/d];

N_{OUT} = azoto in uscita = 30.8 [kg/d] (corrispondenti a 12 mg/l);

N_{ASS} = azoto assimilato dalla biomassa come nutriente = 27.5 [kg/d].

Risulta N_{NO3} = nitrati da gassificare = 56.7 [kg/d]

Il volume di denitrificazione necessario risulterebbe conseguentemente pari a:

$$V_{DN} = 56.7/4/29*1000 = 488 \text{ m}^3$$

Come prima accennato la fase di denitrificazione sarà sviluppata all'interno di volume complessivo pari a 600 m³ (avendo assunto un coefficiente di sicurezza pari al 25% rispetto al massimo valore ottenuto nel dimensionamento), che verrà suddiviso in due bacini simmetrici con la costruzione di un setto centrale. Il tempo di permanenza in condizioni anossiche, considerando la portata entrante compresi i ricircoli (assunta mediamente pari a 205+205 = 410 m³/h), risulta pari 1.10 ore.

I due bacini saranno inoltre attrezzati con l'installazione di 2 miscelatori ad asse orizzontale (1 per ogni linea) per garantire il mantenimento in sospensione dei fanghi

Caratteristiche

- Diametro dell'elica mm 300;
- Numero di pale n° 2;
- Velocità di rotazione dell'elica rpm 969;
- Potenza nominale del motore kW 1,5;
- Sistemi di protezione sensori di temperatura e di umidità;

- Portata idraulica 0,15 m³/s;
- Spinta N 350;
- Potenza specifica di miscelazione 3,8 W/m³.

5.5.2 Nitrificazione

La verifica viene è stata condotta sulla base del calcolo della velocità di nitrificazione, su base giornaliera. Detto valore può essere calcolato con la seguente formula (Monod):

$$(v_n)_T = 24 \cdot (v_n)_{20} \cdot \frac{N - NH_4}{K_{N-NH_4} + N - NH_4} \cdot \frac{O.D}{K_0 + O.D} \cdot \Theta^{(T-20)}$$

dove:

$(v_n)_T$ = velocità di nitrificazione alla generica temperatura T;

$(v_n)_{20}$ = velocità massima di nitrificazione, in assenza di fattori limitanti, alla temperatura di riferimento di 20 °C. Si è assunto cautelativamente un valore pari a 0.09 [kg N/kg SSN*h]; questo equivale ad introdurre un coefficiente di sicurezza che tiene conto sia dell'eventuale presenza di sostanze inibenti il processo, sia di punte di alimentazione rispetto alle condizioni medie.

N-NH₄ = concentrazione di azoto ammoniacale in uscita, assunto pari a 3 mg/l in uscita;

O.D. = concentrazione di ossigeno disciolto mantenuto in vasca [2 mg/l]

K_{N-NH_4} = costante di semi saturazione relativa all'ammoniaca pari a 1 [mg N/l]

K_0 = costante di semi saturazione relativa all'ossigeno disciolto, pari a 1 [mg O₂/l]

T = temperatura di esercizio (12 °C in condizioni invernali)

Θ = coefficiente di correzione relativo alla temperatura; per i processi di nitrificazione esso corrisponde a 1,10.

La velocità di nitrificazione alla temperatura minima di 12°C nel caso in oggetto risulta conseguentemente è pari a:

$$(v_n)_{12} = 0.336 \text{ kg N/kg SSN} \cdot d$$

La frazione *f* di batteri nitrificanti sulla biomassa totale dipende principalmente dal rapporto, nel liquame influente, tra BOD₅ e TKN. Nel caso specifico *f* risulta pari a 0.060 grSSN/grSST.

La quantità di azoto ammoniacale che deve essere nitrificata (N_{ox}) è costituita da quella alimentata alla fase biologica (TKN_{biol}), diminuita di quella che viene allontanata con lo scarico sotto forma di ammoniaca e azoto organico solubile refrattario (TKN_e) e da quella utilizzata dai batteri eterotrofi come nutriente ($TKN_{sint.}$)

Risulta pertanto:

$$TKN_{biol} = 115 \text{ kg TKN/d (azoto organico ed ammoniacale alimentato)}$$

$$TKN_e = 9.9 \text{ kg TKN/d (somma di azoto ammoniacale e organico in uscita)}$$

$TKN_{sint} = 27.5$ kg TKN/d (azoto rimosso per sintesi)

e quindi:

$$N_{ox} = 115 - 9.9 - 27.5 = 77.6 \text{ kgN-NH}_4/\text{d}$$

La quantità di biomassa nitrificante presente nel comparto aerato dovrà quindi risultare pari a

$$N_{ox} = 77.6 / 0.336 = 231 \text{ kg SSN}$$

Assunta la concentrazione di biomassa totale pari a 4.0 kg SS/m^3 il volume necessario per il comparto di nitrificazione/ossidazione risulta pari a:

$$231 / 0.060 / 4 = 963 \text{ m}^3$$

Analogamente a quanto detto per la denitrificazione anche in questo caso si è verificato il funzionamento del comparto nell'ipotesi di una riduzione del 50% delle portate parassite. In questo caso risulterebbe:

$TKN_{biol} = 115$ kg TKN/d (azoto organico ed ammoniacale alimentato)

$TKN_e = 8.0$ kg TKN/d (somma di azoto ammoniacale e organico in uscita)

$TKN_{sint} = 27.5$ kg TKN/d (azoto rimosso per sintesi)

e quindi:

$$N_{ox} = 115 - 8.0 - 27.5 = 79.5 \text{ kgN-NH}_4/\text{d}$$

La quantità di biomassa nitrificante presente nel comparto aerato dovrà quindi risultare pari a

$$N_{ox} = 79.5 / 0.336 = 237 \text{ kgSSN}$$

Assunta la concentrazione di biomassa totale pari a 4.0 kg SS/m^3 il volume necessario per il comparto di nitrificazione/ossidazione risulterebbe pari a:

$$237 / 0.060 / 4 = 987 \text{ m}^3$$

Si è quindi definito di sviluppare la fase aerata all'interno della coppia di bacini di nuova realizzazione di dimensione planimetrica pari a 20×6.00 m con altezza utile pari a 5.00 m, per un volume complessivo pari a 1200 m^3 (avendo assunto un coefficiente di sicurezza pari a circa il 20% rispetto al massimo valore ottenuto nel dimensionamento).

5.5.3 Fabbisogno di ossigeno

Per la rimozione del substrato organico e l'ossidazione dell'ammoniaca deve essere fornita una quantità di aria sufficiente a mantenere nelle vasche una concentrazione di ossigeno disciolto non inferiore a 2 mg/l nelle condizioni più critiche in relazione a tale elemento ($T = 25^\circ\text{C}$). In condizioni invernali, infatti, vengono richiesti minori quantitativi di ossigeno e di aria essendo maggiore la dissoluzione dell'ossigeno nel liquame e poiché si riduce il coefficiente di respirazione endogena.

La quantità di ossigeno che deve essere resa disponibile si calcola come segue:

$$\Delta O_2 = p (a\Delta B + cN_{ox} - dN_{dn}) + b X$$

essendo:

p = coefficiente relativo alle punte di carico, assunto uguale a 1,4

a = coefficiente di respirazione attiva, pari a 0,5

c = coefficiente di nitrificazione, pari a 4,6

d = coefficiente di denitrificazione, pari a 2,86

b = coefficiente di respirazione endogena, pari a 0,1 giorni⁻¹ a 20 °C e variabile con la temperatura secondo la formula $b(t) = b(t_{20}) \cdot 1,084^{(t-20)}$.

ΔB = BOD rimosso nella fase biologica pari a 552 kg BOD/d

Nox= azoto ammoniacale nitrificato nella fase biologica già calcolato e pari a 77.6 kg/d

Ndn= azoto denitrificato già calcolato e pari a 48.1 kg/giorno

X = biomassa presente in aerazione, pari a $X = 4 \cdot 1200 = 4800$ kg SS

Risulta quindi in corrispondenza delle condizioni estive ($T = 25$ °C):

$$(\Delta O_2)_{est} \cong 1245 \text{ kgO}_2/\text{d} = 52 \text{ kg O}_2/\text{h}$$

Per il calcolo della portata di aria da insufflare è necessario che il fabbisogno nelle effettive condizioni di funzionamento sia tradotto nel corrispondente fabbisogno in condizioni *standard*, a cui si riferiscono le caratteristiche funzionali degli aeratori.

Tali condizioni standard prevedono:

- Acqua pulita.
- Temperatura del liquido 20°C
- Concentrazione di ossigeno disciolto 0 mg/l
- Pressione dell'atmosfera 1 atm

Il fabbisogno di ossigeno in condizioni standard ΔO_2^* è legato al fabbisogno di ossigeno nelle condizioni operative dall'espressione:

$\Delta O_2^* = \frac{\Delta O_2}{K}$, dove K è il rendimento di ossigenazione, che si esprime con la seguente formula:

$$K = \alpha \cdot \frac{\beta \cdot C_w - C_e}{C_{wst}} \cdot 1,024^{(T-20)}$$

ove:

T = temperatura del liquame, assunte pari a 25° C;

α β = sono coefficienti correttivi che tengono conto delle caratteristiche del liquame, assunti rispettivamente pari a 0.70 e 0.98;

C_w = esprime la concentrazione di ossigeno a saturazione per la temperatura e la pressione di esercizio. Si trascura a favore della sicurezza l'aumento della concentrazione con la pressione idrostatica della colonna di liquido. Per le condizioni più critiche, relative al periodo estivo, con temperatura del liquame pari a 25 °C, $C_w = 8.4$ mg/l;

C_{wst} = esprime la concentrazione di ossigeno a saturazione in condizioni standard, con una temperatura del liquame pari a 20 °C, assumendo un valore di 9.2 mg/l;

C_e = concentrazione di ossigeno nelle condizioni operative del processo (pari a 2 mg/l).

Risulta, quindi, per le condizioni estive con $T=25^\circ\text{C}$:

$$K = 0,7 \cdot \frac{0,98 \cdot 8,4 - 2}{9,2} \cdot 1,126 = 0,534$$

Da cui si ottiene il fabbisogno di ossigeno in condizioni standard:

$$\Delta O_2^* = \frac{(\Delta O_2)_{est}}{K} = \frac{52}{0,534} = 97,4 \text{ kg O}_2/\text{h}$$

Per determinare la portata di aria da insufflare, si è tenuto conto di un rendimento dei sistemi di diffusione pari a 0.30 (portata specifica massima per piattello pari a 4.33 Sm³/h) e del peso di ossigeno contenuto in metro cubo di aria, che, per temperatura dell'aria pari a 20 °C, è pari a 0.28 kgO₂/m³, ottenendo:

$$Q_{aria} = \frac{\Delta O_2^*}{\eta_A \cdot 0,257} = \frac{97,4}{0,30 \cdot 0,28} = 1160 \text{ Sm}^3/\text{h}$$

Per l'aerazione si è dunque previsto l'impianto di 2+1R soffianti a lobi, caratterizzate da una potenza installata pari a 15 kW, ciascuna in grado di erogare 550 Nm³/h (corrispondenti a 590 Sm³/h), con prevalenza pari a 520 mbar ed un assorbimento massimo pari a circa 13 kW cadauna.

La portata minima di aria che dovranno erogare le soffianti viene calcolata valutando il fabbisogno di ossigeno nelle condizioni invernali, con temperatura del liquame pari a 12 °C e temperatura dell'aria di 0 °C, senza tenere conto del coefficiente di punta del carico.

Si avrà quindi:

$$(\Delta O_2)_{inv} = 20 \cdot 2 = 40 \text{ kgO}_2/\text{h}$$

$$K = \alpha \cdot \frac{\beta \cdot C_w - C_e}{C_{wst}} \cdot 1,024^{(T-20)} = 0,7 \cdot \frac{0,98 \cdot 11,3 - 2}{9,2} \cdot 0,827 = 0,571$$

con $C_w = 11.3$ mg/l per temperatura dell'acqua pari a 12 °C.

Il fabbisogno di ossigeno in condizioni standard risulta allora:

$$\Delta O_2^* = \frac{(\Delta O_2)_{inv}}{K} = \frac{40}{0,571} = 70.1 \text{ kg O}_2/\text{h},$$

e la portata minima di aria, tenendo conto che il rendimento dei piattelli è del 31%:

$$Q_{aria} = \frac{\Delta O_2^*}{\eta_A \cdot 0,257} = \frac{70.1}{0,31 \cdot 0,28} = 808 \text{ Sm}^3/\text{h}$$

La portata minima che dovrà erogare ogni soffiante sarà dunque pari a 377 Nm³/h (corrispondenti a 404 Sm³/h)

Caratteristiche (con valori di funzionamento massimi e minimi) del compressore volumetrico a lobi per insufflazione aria in vasche di ossidazione:

- Portata (alle condiz. d'asp.) -Q1 -m³/min -10,9 -7,56;
- Portata (alle condiz. d'asp.) -Q1 -m³/h -652 -454;
- Portata alle condiz. standard -QN -Nm³/h -550 -383;
- Pressione di aspirazione (abs.) -p1 -bar -1,007 -1,007;
- Pressione di scarico -p2 -bar -1,527 -1,527;
- Pressione differenziale -p -mbar -520 -520;
- Temperatura d'aspirazione -t1 -°C -35 -35;
- Temperatura allo scarico -t2 -°C -89 -92;
- Velocità soffiatore -nHR -rpm -4570 -3384;
- Potenza assorbita all'albero -Pk -kW -13,1 -9,09;
- Velocità motore -nM -rpm -2924 -2166;
- Potenza motore -PMot -kW -15.

Caratteristiche del sistema di aerazione con diffusori a disco

- Numero di diffusori per vasca: 134: 84+50;
- Numero di diffusori totali: 268;
- Numero di gruppi per vasca: 4;
- Portata d'aria alimentata da ciascun diffusore: 3,01 - 4,33 Sm³/h;
- Portata d'aria alimentata per vasca: 403 – 580 Sm³/h;
- Efficienza di trasferimento ossigeno(SOTE): 30 %
- Perdita di carico del diffusore: 0,28 - 0,32 m;
- Diametro nominale del collettore di fondo: DN 80;
- Diametro esterno del diffusore: 336 mm.

5.5.4 Ricircolo fanghi e nitrati

Tenuto conto del sistema di estrazione dei fanghi adottato in sedimentazione finale, la concentrazione del fango di ricircolo, x_{rf} , è stata assunta cautelativamente pari a circa 6 kg SS/m³.

Dovendosi mantenere, una concentrazione di biomassa in ossidazione già valutata in circa 4 kg SS/m³ in media, la portata di ricircolo si calcola in:

$$Q_{rf} = Q_n \cdot \frac{x}{x_{rf} - x} = 137 \cdot \frac{4.0}{6.5 - 4.0} \cong 220 \text{ m}^3 / \text{h} \cong 1.5 * Q_n$$

Il rapporto di ricircolo dei fanghi R_f risulta conseguentemente pari a 1.5.

In generale, nei processi biologici a fanghi attivi con sezione di predenitrificazione, è da prevedere il ricircolo di una elevata portata di miscela aerata dall'ossidazione in predenitrificazione, con lo scopo di ridurre fino alle concentrazioni necessarie l'ammontare di nitrati che sfuggono nell'effluente. Il calcolo del rapporto globale di ricircolo può essere effettuato facendo un bilancio delle concentrazioni di azoto entrante ed uscente dal processo, secondo la seguente equazione:

$$R = \frac{TKN_e - TKN_u - (NO_3 - N) - 0.05 * (\Delta S)}{(NO_3 - N)}$$

dove:

TKN_e = concentrazione TKN entrante;

TKN_u = concentrazione TKN uscente;

NO_3-N = concentrazione azoto nitrico uscente;

ΔS = differenza tra le concentrazioni del BOD entrante e uscente

Nel presente caso, stanti le elevate portate in arrivo all'impianto dovute alla presenza di una consistente frazione di acque parassite, le concentrazioni in ingresso risultano particolarmente basse; R risulta infatti pari a 1.25. Il ricircolo dei nitrati viene dunque assicurato dal solo ricircolo dei fanghi Q_{rf} . Il rapporto globale di ricircolo R si ricava infatti dalla relazione:

$$R * Q_n = Q_{rf} + Q_a$$

dove Q_a = portata di ricircolo miscela aerata.

Con la riduzione delle portate parassite del 50%, per rispettare i parametri in uscita dall'impianto (per garantire cioè il mantenimento dei requisiti di qualità allo scarico previsti dalla normativa, R.R 3/2006), sarà viceversa necessario attivare anche il ricircolo della miscela aerata). Con la riduzione della portata in ingresso, il valore di R risulterà pari a 2.20 da cui, assumendo $Q_{rf} = 1.5 Q_n$, risulterà $Q_a = 0.70 * Q_n$

Vista l'incertezza relativa all'effettiva variazione delle portate parassite e – conseguentemente – delle concentrazioni in ingresso all'impianto, sarà comunque opportuno dimensionare il sistema di ricircolo della miscela aerata per poter garantire un ricircolo massimo (fanghi + mixed liquor) pari a $4.0 * Q_n$.

Tale scelta, oltre a garantire un ampio margine di regolazione in sede di gestione dell'impianto, consente di fatto, di poter disporre di una riserva intrinseca per le pompe di ricircolo della miscela aerata.

5.5.5 Dotazioni impiantistiche reattore biologico

- N° 2 elettromiscelatori sommersi ad elica con profilo autopulente, diametro elica 300 mm, potenza nominale 1.5 kW, potenza resa 1.17 kW.
- N° 2 + 1(R) Elettropompa sommergibile ad elevato rendimento, con motore elettrico IP68 in classe IE3 secondo IEC60034-30. Idonea al funzionamento, anche in continuo, a secco verticale o orizzontale senza necessità di mantello di raffreddamento: portata 137 m³/h, prevalenza 2.80 metri di c.a., potenza nominale 3. kW (ricircolo miscela aerata).
- N° 2 + 1(R) Elettropompa sommergibile ad elevato rendimento, con motore elettrico IP68 in classe IE3 secondo IEC60034-30. Idonea al funzionamento, anche in continuo, a secco verticale o orizzontale senza necessità di mantello di raffreddamento: portata 137 m³/h, prevalenza 2.80 metri di c.a., potenza nominale 3. kW (ricircolo miscela aerata).
- N° 1 sistemi di diffusione aria a bolle fini come precedentemente descritto.
- N° 2 misuratori di ossigeno disciolto (uscita 4-20 mA, range 0 ÷ 20 mg).
- N° 3 soffianti volumetriche a lobi come precedentemente descritte.

5.6 Sedimentazione finale

Ciascuno dei due sedimentatori secondari sarà costituito da una vasca in c.a. di forma circolare, con diametro interno pari a 15 m; il fondo della vasca sarà inclinato verso la porzione centrale a forma di tronco di cono; la quota di sommità sarà posta a 54.55 m slm, il piano di fondazione della porzione centrale risulterà interrato di 2.15 m rispetto al piano campagna, mentre la fondazione del muro perimetrale si troverà a 0.95 m dal terreno.

Il liquame entrerà nella vasca attraverso una tubazione in AISI 304L DN 350, che convoglierà le portate nel torrino centrale. La canaletta di raccolta delle acque chiarificate, di larghezza pari a 0.40 m e con quota fondo variabile fra 54.65 e 54.55 m slm, sarà dotata di stramazzo tipo Thompson in acciaio inossidabile, con interasse fra i triangoli pari a 0.50 m e ciglio di sfioro posto a 54.15 m slm. Dalla canalina di raccolta le portate verranno convogliate al pozzetto in uscita dal sedimentatore, di dimensioni nette in pianta pari a 1.00x1.00 m e quota fondo a 51.05 m slm.

Ognuno dei due sedimentatori sarà equipaggiato con un carroponete a trazione periferica: la travata mobile poggerà al centro su un supporto rotante in acciaio e, alla periferia, su un carrello di trazione; la travata sarà realizzata con lamiera piegata a freddo rinforzata e profilati in acciaio elettrosaldati, mentre il piano di calpestio sarà in grigliato zincato, munito di parapetti di protezione.

Le portate in uscita dal sedimentatore B verranno convogliate mediante una tubazione in PEAD DN 315 PN6, che, dopo aver ricevuto le acque chiarificate dal sedimentatore A, diventerà una condotta PEAD DN 355 PN6, diretta alla vasca di disinfezione esistente: in prossimità di questo manufatto verrà installato, in idoneo pozzetto, un misuratore di portata elettromagnetico DN 350, per determinare il valore di portata in uscita dall'impianto.

5.6.1 Dimensionamento/verifica

La verifica di dimensionamento dei sedimentatori riguarda il carico idraulico superficiale (CIS), il tempo di detenzione minimo (T_p), il flusso solido (F_s) ed il carico sullo sfioratore.

La verifica della superficie utile di decantazione viene condotta sulla base del carico idraulico. La verifica si effettua confrontando il carico idraulico superficiale corrispondente alla portata media affluente e alla portata di pioggia con i valori limite consigliati dalla letteratura

	Portata oraria (m³/h)	Superficie di decantazione (m²)	CIS calcolato (m/h)	Valori di CIS max consigliati (m/h)
Condizioni di tempo secco	137	330	0.41	0.7÷1.4
Condizioni di pioggia	288	330	0.87	1.2÷1.70

Tabella 8 – Parametri di funzionamento della sedimentazione secondaria

Si evidenzia che il carico idraulico superficiale è verificato con esito positivo. Per quanto concerne il tempo di detenzione minimo, la verifica va condotta in relazione al volume di decantazione.

	Portata oraria (m³/h)	Volume di decantazione (m³)	T_p calcolato (ore)	Valori di T_p consigliati (ore)
Condizioni di tempo secco	137	1000	7.3	min 2.0
Condizioni di pioggia	288	1000	3.5	min 0.8

Tabella 9 - Parametri di funzionamento della sedimentazione secondaria

Anche in questo caso i valori risultano ampiamente entro i limiti suggeriti per un funzionamento ottimale. A verifica analoga conduce il confronto con il valore del flusso solido limite o carico superficiale di sostanza secca (C_{ss} in kg SS per m² h). Si assume per il flusso solido medio un valore massimo pari a 6 kgSS/m² h (sulla portata media). Risulta pertanto che:

$$X_{sed} = (Q_n + Q_{rf}) \cdot x = (137 + 274) \cdot 4 = 1650 \text{ kg SS/h}$$

Imponendo che il C_{ss} medio non superi i 5 kgSS/m² h, è necessaria una superficie pari a:

$$S_{sf} = X_{sed} / C_{ss} = 1650 / 6 = 275 \text{ m}^2$$

Poiché la superficie dei decantatori è superiore al valore minimo sopra calcolato, la verifica risulta positiva.

Lo sfioro delle acque depurate avviene mediante una serie di stramazzi triangolari in una canaletta circonferenziale. La lunghezza utile di sfioro complessiva è pari a 83 m. Ne deriva un carico specifico sugli sfiori (portata scaricata per metro lineare) pari a quanto riportato nella tabella seguente:

		Diametro netto 14.50 m
Lunghezza utile canalette	m	45+45=90
<i>Carico sullo sfioro:</i>		
Sulla Q_n	$m^3/m\ h$	1.50
Sulla Q_{max}	$m^3/m\ h$	3.20

Tabella 10 - Parametri di funzionamento della sedimentazione secondaria

Tutti i valori sopra riportati sono decisamente in linea con i limiti raccomandati in letteratura (tra 5.0 e 7.5 $m^3/m\ h$ sulla Q_n).

5.6.2 Dotazioni impiantistiche

N° 2 carriponte raschiatori radiali a trazione periferica a braccio unico, realizzato con parti immerse in acciaio inox 304L e parti emerse in acciaio zincato a caldo.

Caratteristiche

- Diametro interno vasca: 15,00 m;
- Diametro cilindro: 2.000 mm;
- Profilo Thompson: H 150 x 1,5 mm;
- Paraschiuma: H 250 x 1,5 mm;
- Lunghezza scum box: 600 mm;
- Potenza installata: 0.75 kW;
- Protezione motore: IP 55;
- Velocità periferica: 1.2 m/min.

5.7 Filtrazione

La sezione di filtrazione, esistente, è costituita da una macchina compatta contenente un microfiltro a dischi rotanti per la filtrazione continua dinamico-tangenziale con avvio del lavaggio per massimo livello.

L'apparecchiatura, posizionata su una platea in calcestruzzo in prossimità della vasca di disinfezione, è già in grado di trattare una portata di 300 m^3/h e, di conseguenza, non subirà modifiche. Come detto poco sopra, dovrà essere adeguato il circuito idraulico di collegamento sia con la vasca di disinfezione che con la nuova sezione di disinfezione UV (vedi tav. M05).

5.8 Disinfezione a raggi UV

La sezione di disinfezione UV attualmente installata è idonea per trattare una portata di 150 m³/h; durante lo sviluppo della progettazione si è valutata la possibilità di affiancare una nuova apparecchiatura a quella esistente, di pari potenzialità. La necessità di prevedere un nuovo manufatto di partizione delle portate fra le due macchine e la scarsa disponibilità di spazi, unitamente a valutazioni economiche, ha portato a ritenere preferibile l'installazione di una nuova stazione di disinfezione UV di potenzialità pari a 300 m³/h (vedi tav. M05).

La tubazione in uscita dalla nuova apparecchiatura, AISI 304L DN 250, convoglierà le portate nel pozzetto finale esistente, da cui uscirà la condotta in PVC DN 315 di scarico nel ricettore

5.8.1 Dotazioni impiantistiche

N° 1 stazione di disinfezione a raggi UV costituita da uno o più moduli, dotati di lampade UV a bassa pressione ed alta efficienza.

Caratteristiche

- Portata massima: 300 -[m³/h];
- Portata media: 110 -[m³/h];
- Temperatura fluido: +5 ÷ +35 -[°C];
- Trasmittanza: UV-C -≥ 60 (riferita ad uno spessore liquido di 10mm) -[%];
- Solidi Sospesi: -≤ 20 -[mg/l];
- E.Coli in ingresso all'UV: -< 105 -[UFC/100ml];
- E.Coli in uscita dall'UV: -< 5.000 -[UFC/100ml];
- Dose UV-C:-≥ 26 -[mWs/cm²];
- Potenza elettrica assorbita: 3,6 -[kW];

6 Linea fanghi

6.1 Produzione fango di supero

L'estrazione del fango di supero si rende necessaria, una volta raggiunta la situazione di regime, per mantenere costante la concentrazione di biomassa nei reattori biologici.

Come è noto la stima della reale produzione di fango è normalmente affetta da ampi margini di incertezza legati, oltre che ai parametri di funzionamento dell'impianto (carico del fango, temperatura) a particolari situazioni locali (frazione inorganica di SS presenti nei liquami ecc.). Per stimare la produzione di fango si è quindi fatto riferimento al grafico sottostante (Bonomo), che fornisce la produzione di fango di supero in funzione del carico del fango F_c per impianti privi di sedimentazione primaria.

Considerato che il volume utile totale del reattore biologico è pari a 1800 m^3 e che la concentrazione in vasca di progetto è pari a 4.0 kgSS/m^3 , il carico del fango risulta:

$$F_c = 552 / (1800 \times 4) = 0.008 \text{ kgBOD/kgSS / d}$$

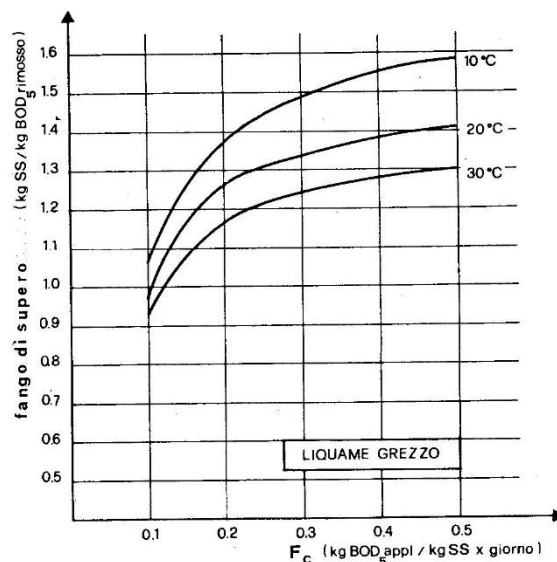


Figura 3 – Produzione fango di supero in funzione del carico del fango

La produzione specifica di fango di supero può dunque essere stimata pari a non più di $1.05 \text{ kgSS/kgBOD} \cong 580 \text{ kg/d}$.

Tale valore risulta peraltro in accordo con quello che si ottiene con l'applicazione dell'equazione suggerita dalle norme tedesche ATV-A131E:

$$SP_{d,c} = B_{d,BOD} * \left(0.75 + 0.6 * \frac{X_{SS,IAT}}{C_{BOD,IAT}} - \frac{(1 - 0.2) * 0.17 * 0.75 * t_{ss} * Ft}{1 + 0.17 * t_{ss} * Ft} \right) \left[\frac{kg}{d} \right]$$

dove:

$SP_{d,C}$ = produzione di fango (kg/d)

$B_{d,BOD}$ = BOD giornaliero in ingresso (kgBOD/d)

$X_{SS,IAT}$ = concentrazione solidi sospesi in ingresso (mg/l)

$C_{BOD,IAT}$ = concentrazione BOD5 in ingresso (mg/l)

t_{ss} = età del fango (d)

Ft = fattore di temperatura per la respirazione endogena pari a $1.072^{(T-15)}$

Per un età del fango pari ad almeno 20 giorni, l'equazione suddetta fornisce infatti una produzione di fango di supero pari a circa 620 kg/d.

6.2 Preispessimento dinamico

L'apparecchiatura per l'ispessimento dei fanghi verrà installata in un nuovo locale che occuperà parzialmente le superfici adibite a letti di essiccamento (oggi in disuso) e che ospiterà anche le apparecchiature per la disidratazione meccanica dei fanghi.

Il locale sarà realizzato in c.a., con dimensioni in pianta pari a 7.00x12.30 m e con altezza netta pari a 3.20 m; il piano di calpestio sarà posizionato a +0.10 m rispetto al piano campagna (vedi tav. M08).

L'ispessitore dinamico sarà alimentato dalla tubazione che si staccherà dal collettore di raccolta della mandate delle pompe di estrazione fanghi dai sedimentatori secondari, che sarà in AISI 304L DN 80 per le parti fuori terra e in PEAD DN 90 PN6 per le porzioni interrate.

Il complesso delle apparecchiature per ottenere l'ispessimento dei fanghi sarà costituito da:

- miscelatore dinamico, realizzato in acciaio e dotato di un corpo cilindrico e di una girante motorizzata in grado di miscelare il fango intimamente con la soluzione di polielettrolita, in modo da ottenere una sospensione di fiocchi in grado di cedere rapidamente l'acqua libera sul telo filtrante.
- Ispessitore dinamico a tamburo rotante: il fango mescolato, convogliato da un tubo, sarà forzato ad attraversare tutta la lunghezza del buratto, a contatto con il telo filtrante, per raggiungere la bocca d'uscita. Grazie alla rotazione del tamburo, un'ampia zona filtrante, che verrà continuamente mantenuta pulita da un sistema di lavaggio, verrà a contatto con il fango mescolato, permettendo all'acqua, separatasi grazie all'azione del polielettrolita, di filtrare attraverso la tela.
- Sistema di lavaggio dei teli, costituito da una rampa dotata di ugelli, la cui pulizia sarà effettuata mediante una spazzola azionabile a macchina in marcia; tutto l'insieme sarà alloggiato in un'opportuna vasca a tenuta in modo da impedire l'effetto aerosol; la pompa di lavaggio dei teli avrà una portata di portata 4 m³/h e una prevalenza di 60 m.

- Poli preparatore diretto per poli in emulsione: la stazione sarà predisposta per eseguire la preparazione in continuo della soluzione di polielettrolita in emulsione, che verrà dosato e miscelato in acqua tramite un miscelatore statico. L'apparecchiatura sarà costituita da:
 - pompa dosatrice che preleverà il prodotto dai tank di stoccaggio del poli;
 - miscelatore statico
 - elettrovalvola acqua di dissoluzione
 - flussimetro per acqua diretto
 - valvole di intercettazione.

La soluzione viene normalmente preparata allo 0,2 %, ma regolando la portata del polielettrolita in emulsione e l'acqua di dissoluzione sarà possibile variare la % di preparazione.

6.2.1 Dimensionamento

Il fango delle linee biologiche verrà estratto dalla mandata del circuito di ricircolo ed inviato (mediante opportuna valvola di regolazione collegata ad un misuratore magnetico di portata) all'ispessitore dinamico.

La tabella seguente riassume le verifiche condotte per il dimensionamento del comparto.

		progetto
Quantità fango totale estratto	kgSS/d	620
Concentrazione fanghi estratti	Kg/m ³	7
Tenore di secco		0.70%
Volume fango estratto	m ³ /d	88.6.0
Con estrazione 5 giorni su 7:		
Quantità fango totale estratto	kgSS/d	868
Concentrazione fanghi estratti	Kg/m ³	7
Volume fango estratto	m ³ /d	124
Preispezzamento dinamico		
ore di funzionamento giornaliere	h	8
Volume di fango orario da trattare (5 su 7)	m ³ /h	15.5
kgSS da trattare all'ora (5 su 7)	kgSS/h	108
Tenore di secco minimo raggiunto		5.0%
Volume di fango ispessito (7 su 7)	m ³ /d	12.4
Volume di fango ispessito (5 su 7)	m ³ /d	17.4

Tabella 11 – Dati dimensionamento preispezzamento

6.2.2 Dotazioni impiantistiche

N° 1 Miselatore dinamico e ispessitore dinamico a tamburo rotante

Dati tecnici e dimensionali

- Portata nominale fango in ingresso esercizio: 20.0 m³/h;
- Concentrazione fango in ingresso: 0.6-0.8 %;
- Portata fango in uscita: 2-2.6 m³/h;
- Concentrazione fango in uscita: 4-6%;
- Portata acqua di lavaggio: 3 m³/h;
- Portata totale acqua di scarico con acqua lavaggio: 21 m³/h;
- Diametro miselatore: 600 mm;
- Altezza del miselatore: 1000 mm;
- Volume del miselatore: 200 litri;
- Diametro tamburo filtrante: 800 mm;
- Lunghezza tamburo filtrante: 2000 mm;
- Velocità del tamburo filtrante: 3-16 RPM;
- Potenza installata miselatore: 0.75 Kw;
- Potenza installata tamburo: kW 0.55 Kw.

6.3 Stabilizzazione aerobica dei fanghi

La digestione aerobica continuerà ad avvenire come allo stato attuale nel manufatto esistente: verranno però adeguati i circuiti idraulici, come illustrato nella tav. M09. Il digestore verrà alimentato con due nuove pompe monovite, di cui una di riserva, ciascuna in grado di sollevare una portata di 4-25 m³/h con una prevalenza di 10 m, installate all'interno del locale fanghi. La mandata della pompa verrà innestata sulla esistente tubazione in ingresso alla vasca di digestione.

La fase di stabilizzazione aerobica dei fanghi ha lo scopo di ridurre ulteriormente la frazione di solidi volatili ancora presente nel fango di supero, in modo da ottenere un fango sufficientemente mineralizzato o scarsamente putrescibile.

Come detto, il presente progetto prevede di mantenere lo schema impiantistico esistente che vede la presenza di un bacino aerato circolare di volume pari a 150 m³, attorniato da un bacino di ispessimento di volume sostanzialmente analogo. Grazie alla ricircolazione del fango ed all'estrazione del surnatante, il sistema è in grado di operare contemporaneamente la digestione e l'ispessimento del fango che viene estratto con una concentrazione media pari a 5% (50 kgSS/m³).

L'aerazione è effettuata attraverso un sistema a bolle.

Stante la possibilità di estrarre il fango con concentrazione pari al 5%, il volume giornalmente estratto sarà di 9.4 m³/d. Conseguentemente il tempo di permanenza nella fase di digestione risulterà pari a $150/9.4 \approx 16$ giorni.

La tabella seguente riassume le verifiche condotte per il dimensionamento del comparto.

Digestione aerobica		
Volume di fango alimentato alla vasca	m ³ /d	12.4
Tenore di secco		5.0%
Quantità di fango biologico entrante	kgSS/d	620
Tenore di SSV nel fango biologico		60%
Quantità di SSV entrante	kgSSV/d	372
Riduzione SSV per digestione		40%
Quantità di fango distrutto in digestione	kgSSV/d	149
Quantità di fango in uscita dalla digestione	kgSS/d	471
Volume vasca	m ³	150
Tenore di secco in uscita (e in vasca)		5.0%
Volume di fango estratto (7 su 7)	m ³ /d	9.4
Massa di solidi contenuti in vasca	kgSS	7500
Tempo di detenzione	d	16.0
Età del fango alla disidratazione	d	36.0
Rendimento di riduzione dei SST		24%

Tabella 12 – Dati dimensionamento stabilizzazione aerobica

6.3.1 Determinazione fabbisogno aria

Il calcolo del fabbisogno di aria necessario per il processo di digestione aerobica è stato condotto a partire dal quantitativo di sostanza solida volatile (SSV) da mineralizzare. Assunto un consumo specifico di ossigeno pari a 2.15 kgO₂ per kgSSV ossidata al giorno, si è ricavata una richiesta giornaliera di ossigeno pari a:

$$149 \cdot 2.15 = 320 \text{ kgO}_2/\text{d}$$

Per il calcolo della portata di aria da insufflare, analogamente a quanto descritto per la fase di nitrificazione sarà necessario che il fabbisogno in condizioni operative sia tradotto nel corrispondente fabbisogno in condizioni normali. Essendo:

$$\Delta O_2^* = \Delta O_2 \cdot \left[\frac{\beta \cdot C_w - C}{9.2} \cdot 1.024^{(T-20)} \cdot \alpha \right]^{-1}$$

ove:

ΔO_2^* e ΔO_2 danno il fabbisogno di ossigeno in condizioni standard ed in condizioni operative rispettivamente;

T = temperatura di esercizio, assunta pari a 30° C, corrispondenti alla condizione di funzionamento più gravosa;

α e β = sono coefficienti correttivi che tengono conto delle caratteristiche del liquame, assunti in questo caso rispettivamente pari a 0.45 e 0.95;

Cw = esprime la concentrazione di ossigeno a saturazione per la temperatura e la pressione di esercizio. Si trascura a favore della sicurezza l'aumento della concentrazione con la pressione idrostatica della colonna di liquido.

C = concentrazione di ossigeno nelle condizioni operative del processo (pari a 1 mg/l).

Risulta, per le condizioni indagate (T=30°C):

$$(\Delta O_2)^* \cong 846 \text{ kgO}_2 / d = 35 \text{ kgO}_2 / h$$

Dato che un m³ di aria contiene, in condizioni normali, 0.28 kg di O₂, la portata complessiva d'aria da fornire al sistema, è stata calcolata in:

$$Q_{aria} = \frac{(\Delta O_2)_{est}^*}{\eta_A \cdot 0,28} = \frac{35}{0,25 \cdot 0,28} = 500 \text{ Nm}^3 / h$$

considerata la resa di trasferimento dell'ossigeno (rendimento) $\eta_A = 25\%$ del sistema di aerazione installato in vasca. Il sistema di soffianti dovrà dunque fornire una portata d'aria pari a circa 500 m³/h.

6.3.2 Dotazioni impiantistiche

- N° 1 sistema di diffusione aria (esistente);
- N° 2 (1+1R) soffianti volumetriche a lobi con portata pari a 500 m³/h e prevalenza di 650 mbar, con potenza installata 11 kW (esistenti).

6.4 Disidratazione meccanica

In uscita dalla fase di digestione aerobica i fanghi verranno pompati alla fase di disidratazione meccanica. Le due tubazioni di uscita fanghi dal digestore, oggi collegate all'attacco delle autobotti di spurgo, verranno intercettate e collegate alle due (1 +1R) nuove pompe monovite (Q = 2-8.5 m³/h, H = 7 m), di alimentazione della centrifuga per la disidratazione dei fanghi (vedi tav. M08).

La soluzione impiantistica di trattamento dei fanghi digeriti prevede l'installazione di un moderno **estrattore centrifugo ad alto rendimento** in grado di trattare l'intera produzione di fango raggiungendo un tenore di secco minimo pari a 25%. Con tale apparecchiatura, il volume di fango da avviare allo smaltimento si ridurrà a circa 1.9 m³/d, con un risparmio, rispetto al quantitativo

estratto con concentrazione al 5%, pari all'80%. L'estrattore sarà posizionato in un locale apposito, dotato di opportuno trattamento dell'aria.

6.4.1 Dotazioni impiantistiche

Le apparecchiature della sezione di disidratazione fanghi comprenderanno:

- Estrattore centrifugo con tamburo di lunghezza pari a 918 mm e diametro pari a 353 mm, completo di rotovariatore da 4 kW
- Elevatore a coclea con spirale in acciaio inox AISI 304, diametro 200 mm, lunghezza 5 m e altezza massima di scarico 2.3 m
- Polipreparatore per il prodotto in emulsione, costituito da:
 - serbatoio cilindrico suddiviso in due settori, accoppiato ad un assieme tramoggia, interamente realizzati in acciaio inox AISI 304
 - miscelatore fango – polielettrolita in acciaio inox AISI 304
 - pompa monovite di dosaggio del poli, con corpo in AISI 316L, rotore ed albero di comando in AISI 316 Ti, statore in viton, completa di motovariatore manuale 0.25 kW, velocità 0-100 rpm, portata 0-50 l/h.
 - n° 3 agitatori lenti con motorizzazione da 0.5 kW

Milano, ottobre 2017

Il progettista

Dott. Ing. Fulvio Bernabei